

Unité "Assainissement et Environnement"



**MODELISATION DES PROCESSUS PHYSIQUES ET BIOLOGIQUES DANS DES
FOSSES SEPTIQUES ET VOIES DE VALORISATION DES BOUES DE
VIDANGE : APPLICATION A BUJUMBURA-BURUNDI**

THESE

Présentée pour obtenir le grade de docteur en Sciences

Par

Gaston NSAVYIMANA

Licencié en Chimie, Université du Burundi

Master en Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège

Composition du jury :

Prof. Bernard TYCHON, Université de Liège (Belgique)- Président

Prof. Anne Claude ROMAIN, Université de Liège (Belgique)- Secrétaire

Prof. Jean-Luc VASEL, Université de Liège (Belgique)- Promoteur

Prof. Théophile NDIKUMANA, Université du Burundi (Burundi)- Co-Promoteur

Prof. Philippe THONART, Université de Liège (Belgique)

Dr. Doulaye KONE, SWH (Gatesfoundation)

Année académique 2014-2015

AVANT-PROPOS

Au terme de ce travail, je remercie mon Sauveur et Seigneur Jésus-Christ de m'avoir donné la force et le courage pendant sa réalisation.

Je remercie également les personnes et institutions qui ont apporté leur soutien durant la réalisation de cette thèse. Je pense notamment:

Au Prof. Jean-Luc VASEL, qui a accepté de diriger ce travail. La pertinence de ses conseils méthodologiques, sa disponibilité et sa rigueur scientifique ont permis l'aboutissement de ce travail.

Au Prof. Théophile NDIKUMANA, qui a accepté spontanément de co-diriger ce travail. Je lui suis profondément reconnaissant pour tout ce qu'il a fait pour l'aboutissement de ce travail.

Aux Prof. Bernard TYCHON, Anne-Claude ROMAIN, Philippe THONART et Dr. Doulaye KONE, qui ont fait honneur d'être des membres de jury de cette thèse.

A Monsieur Hugues Jupsin pour ses contributions pour l'aboutissement de ce travail.

A tous les enseignants qui m'ont formé et qui ont fait de moi ce que je suis devenu. Que chacun trouve en ces quelques lignes ma profonde gratitude.

Au Dr. Louis AMANI pour ses contributions dans ce travail. Son soutien m'a profondément marqué.

Aux membres de l'équipe Assainissement et Environnement avec qui j'ai pu collaborer: Dr.Fouad ZOUHIR, Corine ANTOINE, Jean-Philippe NALINNES, David WAGNER, Dr.Chema KEFFALA, Vainciane BLAISE, Thierry TANGOÛ, Patrice BIGUMANDONDERA, Nourou Dine LIADY , Emilienne Laure NGAHANE, Alex LINA, Léonard MINDELE, Dr.Casimir HARERIMANA, Dr.Marcello GALLEGUILLOS, Dr.Trésor BAYA, Duc PHAM et Elodie VAN DAELE.

A Thomas BARTHEL, Dr. Gilles ADAM, Noemie MOLITOR et Laurent COLLARD pour leur franche collaboration.

A Ibrahim HABIBOU, Dr.Guy KOUAM KENMOGNE, Dr.Guy-Eic KOUAKOU, Dr.Sitou LAWALI, Dr.FARID TRAORE, Dr. Teddy SUNDA, Antoine DENIS, Djeneba MANE, Marie LANG, Aziz DIOUF et Tarek OUALI pour l'ambiance amicale entretenue au Campus d'Arlon.

Aux étudiants de master qui résidaient dans les maisons communautaires du Campus d'Arlon (149 et 157) et avec qui nous avons partagé la vie estudiantine.

A Mmes Chantal BARTHOLOME, Françoise DASNOY, Catherine HEYMAN et Liliane CARPENTIER pour leur constante sollicitude.

A Roger THILL, Lucia GUERMANT, Monique, Lisberth et Nelly pour leur gentillesse et bonne humeur.

Aux responsables et techniciens des laboratoires des cliniques de Libramont et Saint Gilly pour leur assistance technique lors de mes aux analyses qui ont porté sur les urines et excréments.

Aux responsables et techniciens du Centre Wallon de Biologie Industrielle (CWBI) pour m'avoir accepté de faire un stage dans leur centre.

A toute ma famille, restreinte qu'élargie, pour leur soutien et leurs encouragements. Je remercie de manière particulière mon épouse et mes enfants pour avoir supporté mon absence au foyer. Que cette thèse soit leur fierté et le couronnement de leurs efforts.

A la famille Marius YAPO, qui m'a soutenu dans des moments difficiles. Vers la fin de cette thèse, je n'avais plus de bourse et j'avais des difficultés à pouvoir renouveler ma carte de séjour en Belgique. Cette famille Marius YAPO m'a soutenu en me donnant une prise en charge en ce temps et qu'elle trouve en ces quelques lignes l'expression de ma profonde gratitude.

A mes collègues de l'Université du Burundi pour l'ambiance conviviale de travail.

A toutes les personnes qui de près ou de loin ont contribué à la réalisation de ce travail et qui n'ont pas pu être cités.

A l'Etat Burundais pour le financement accordé en ma faveur pour la formation de 3ème cycle.

A la fondation Alice Seghers gérée par le CECODEL pour le financement de deux mois de bourse. Leur soutien m'a fort réconforté surtout que ma bourse du pays était déjà finie.

A l'Académie de Recherche et d'Enseignement Supérieur (ARES, Belgique) pour avoir financé le projet "PIC BURASSAIN" dans lequel s'inscrit cette thèse. Leur soutien financier m'a fort réconforté et encouragé.

A l'Université du Burundi pour m'avoir accordé une suspension d'activité temporaire pour des raisons d'études.

DEDICACES

A ma chère épouse, Triphine

A mes enfants DERECK et Béni-Prince

A mes Parents Grégoire et Domitille

A toute ma famille

A tous, chez qui l'échange scientifique est un plaisir

Cette Thèse a fait l'objet de:

Publications dans journal à comité de lecture:

G. Nsavyimana, P. Bigumandondera, E. L. Ngahane, T. Ndikumana and J. L. Vasel (2014). Exploring a new approach of the population equivalent concept through a detailed characterization of grey and black waters. *Environmental Technology - Manuscript ID TENT-TENT-2014-1339* (Article soumis le 05 Octobre 2014).

Cette article est donné en Annexe

Bigumandondera Patrice, Nsavyimana Gaston, Boreux Jean-Jacques, Ndikumana Théophile et Vasel Jean-Luc (2014). Indicateur global d'assainissement non collectif comme outil d'évaluation et de suivi des performances des systèmes d'assainissement en Afrique subsaharienne. *BASE* (Article soumis, Avril 2014).

Emilienne Laure Ngahane, Léonard Ukondalemba Mindele, Gaston Nsavyimana, Patrice Bigumandondera, Jean-Luc Vasel, Emmanuel Ngnikam(2014). Analyse comparative des résultats de caractérisation d'ordures ménagères: cas des communes de Bembéréké (Bénin), Kinama (Burundi), Gombe et Kimbanseke (RDC). *DST (Déchets Sciences et Techniques) de l'INSA de Lyon* (Article soumis le 12/09/2014).

Communication dans des colloques internationaux avec comité de sélection:

G. Nsavyimana, P. Bigumandondera, T. Ndikumana et J. L. Vasel (2012). Co-digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques avec les déchets des marchés fermentescibles en vue de leur valorisation: cas du Burundi. Colloque International intitulé « Environnement, Urbanisation et Ruralité dans la Région des Grands Lacs d'Afrique: Quels défis? Quelles solutions? », communication par poster. Université du Burundi, CELAB 8-10 Novembre 2012. <http://hdl.handle.net/2268/171235>

G. Nsavyimana, P. Bigumandondera, D.T. Baya, T. Ndikumana and J. L. Vasel (2013). Boues de vidange des fosses septiques: Caractérisation et voies de valorisation-Cas du Burundi. The International workshop on Waste Management in Maghreb Countries: Research, Innovation and Education, communication orale. Université Cadi Ayyad, Marrakech 3-4 Octobre 2013. <http://hdl.handle.net/2268/171236>

RESUME

Dans les pays en développement (PED) en général et au Burundi en particulier, la problématique de gestion des eaux usées et des déchets solides constitue un enjeu majeur pour les spécialistes et les autorités locales.

En effet, suite à un manque des stations d'épuration collectives au Burundi, les fosses septiques sont les plus utilisées pour gérer les eaux usées produites. Cependant, les processus qui s'y déroulent ne sont pas encore maîtrisés et la gestion des boues de vidange lorsque ces installations sont remplies, constitue une problématique qui mérite d'être abordée afin de trouver des solutions adaptées, à court et à long terme. Et, suite à une absence des technologies appropriées en matière de gestion des déchets solides, ils sont jetés de manière inadmissible (dans les caniveaux, rivières, places publiques, etc.), et cela peut engendrer à court ou à long terme des nuisances graves, tant pour la santé et l'hygiène publique que pour l'environnement. C'est dans l'optique de contribuer: (i) à l'amélioration de la qualité environnementale; (ii) et à la réduction des risques sanitaires associés à la gestion des déchets liquides et solides à Bujumbura (Burundi), que s'inscrit ce travail de recherche qui porte sur la "**Modélisation des processus physiques et biologiques dans des fosses septiques et voies de valorisation des boues de vidange: Application à Bujumbura-Burundi**".

Différents axes ont ainsi été abordés pour répondre à cet objectif général : (1) la quantification des processus physico-chimiques dans des fosses septiques; (2) la modélisation stœchiométrique, cinétique et mathématique des processus biochimiques; et (3) l'étude des voies de valorisation énergétique des boues de vidange, soit seules (en digestion anaérobie) ou combinées avec des déchets solides fermentescibles (en co-digestion anaérobie).

L'étude de quantification des processus physico-chimiques, matérialisables par le phénomène de décantation des particules solides a permis de dégager deux résultats principaux: (i) les effluents d'entrée dans les fosses septiques présentent une bonne décantabilité; (ii) les effluents de sortie de ces ouvrages (107 mg MES/L) ne respectent pas les normes de rejets (30 mg MES/L: cas de la norme Belge). Des dispositifs appropriés pour le traitement des effluents de sortie des fosses septiques (lit filtrant drainé/ou non à flux vertical sur un massif de sable, lit filtrant drainé/ou non à flux vertical sur un massif de zéolithe, lit filtrant horizontal drainé, terre d'infiltration, tranchée d'épandage ou lit bactérien percolateur) ont été proposés pour palier les insuffisances des puits perdants couramment utilisés au Burundi.

L'étude de caractérisation des flux entrant dans des fosses septiques était indispensable pour les modélisations ultérieures (stœchiométrique, cinétique et mathématique) des processus biochimiques et a permis de quantifier, de manière revisitée, la notion d' un équivalent habitant. Ainsi, un équivalent habitant (EH) a été déterminé pour la Belgique et le Burundi en termes de la demande chimique en oxygène (DCO), soit $138,75 \pm 20,09$ gDCO/EH/j et $117,08 \pm 10,09$ gDCO/EH/j respectivement. De plus, cette étude a permis de caractériser, par rapport à un équivalent habitant, différents composés chimiques importants contenus dans les flux entrant dans les fosses septiques. Les résultats variaient entre $0,37 \pm 0,18$ g/EH/j (pour les acides aminés urinaires) et $43,44 \pm 4,35$ g/EH/j (pour glucides), avec des valeurs de $5,00 \pm 0,3$; $10,15 \pm 1,96$; $10,6 \pm 3,27$; $14,7 \pm 0,4$ et $14,99 \pm 1,57$ g/EH/j respectivement pour les savons de bain/douche, lipides, azote total, détergent pour lave-linge et protéines. Ces résultats ont contribué à l'élaboration d'une formule "de biomole de substrat complexe" ($C_{23}H_{49}O_9N$) représentant les eaux usées, utile pour simplifier la modélisation mathématique de fonctionnement des fosses septiques en réduisant le nombre de processus, de variables d'état, d'équations cinétiques associées et des paramètres qui en découlent.

La modélisation stœchiométrique des processus biochimiques qui se déroulent dans les fosses septiques, après avoir vérifié que le métabolisme est bien anaérobie, même si des eaux usées éventuellement saturées en O_2 entrent quotidiennement dans ce type de dispositifs, a permis de mettre en place un système d'équations qui décrit la stœchiométrie de fonctionnement des fosses septiques.

Par ailleurs, dans les pays en développement comme le Burundi, les laboratoires sont moins équipés et ont un accès très limité aux équipements modernes d'analyse usuels (ex., GC ou HPLC), pour le dosage des acides gras volatils (AGV). A cet effet, nous avons développé et vérifié une nouvelle méthode de dosage des AGV par titrage, efficace et proche de la méthode chromatographique en phase gazeuse. A 99% d'intervalle de confiance, les résultats obtenus à l'aide de cette nouvelle méthode, sont comparables à ceux de la chromatographie en phase gazeuse.

La modélisation cinétique a permis de mettre en exergue un modèle de dégradation de la biomole du substrat complexe, qui s'est révélé comparable au modèle cinétique de Monod. Les constantes cinétiques découlant du traitement des données sont dans le cas présent: (i) le taux maximum de croissance spécifique (μ_{max}) égal à $0,0065$ j⁻¹; (ii) la constante de demi-

saturation de ce substrat combiné synthétique égale à 9,18 g DCO/l ou 4,26 g/l; et (iii) le taux de mortalité égal à $0,0001 \text{ j}^{-1}$. Ces données sont très utiles pour les simulations de fonctionnement des fosses septiques à l'aide d'un logiciel de gestion des ouvrages de traitement des eaux usées (*WEST*[®]).

Ce travail a également permis de développer un modèle global de fonctionnement des fosses septiques (*MFS/DDA*¹), qui par ailleurs a été présenté suivant le formalisme matriciel de Petersen.

Une étude préliminaire de caractérisation détaillée des boues de vidange a montré qu'elles sont presque stabilisées, du point de vue valorisation énergétique. Lorsqu'elles sont digérées seules, elles présentent un faible potentiel méthanogène, soit $2,09 \text{ m}^3 \text{ biogaz/m}^3$ de boues fraîches (après deux mois de digestion). Ce biogaz est composé de 71% de CH_4 contre 29% de CO_2 . Ce travail a montré un intérêt de co-digestion anaérobie des boues de vidange avec les déchets solides fermentescibles. A cet effet, un rapport $\text{MVS}_{\text{FS}}/\text{MOV}_{\text{déchets}}$ égal à 0,3 ($\text{MOV}_{\text{déchets}}$ étant exprimées en poids sec de déchets et MVS_{FS} en poids sec des boues de vidange) s'est révélé optimal, pour leur meilleure valorisation énergétique, avec une production cumulée maximale de biogaz égal à $12,14 \text{ m}^3 \text{ biogaz/m}^3$ de mélange gadoues-déchets. La composition moyenne de ce biogaz était de 65,6% en CH_4 contre 34,4% en CO_2 .

Mots Clés: Burundi; Assainissement; Fosses septiques; Eaux noires; Eaux grises; Equivalent habitant; Décantation; Digestion anaérobie; Substrat combiné; Acides gras volatils; Modèle stoechiométrique; Modèle cinétique; Matrice de Petersen; Simulations avec *WEST*[®]; Boues de vidange; Potentiel méthanogène; Co-digestion anaérobie; Déchets solides fermentescibles.

¹Modèle de Fosse Septique tenant compte de la Décantation et de la Digestion Anaérobie

TABLe DE MATIÈRES

INTRODUCTION GENERALE -----	1
Chapitre I REVUE BIBLIOGRAPHIQUE-----	8
<i>Résumé-----</i>	<i>9</i>
<i>I.1 Contextes géographique, démographique, hydrographique et géologique de la ville de Bujumbura -----</i>	<i>9</i>
<i>I.2 Etat des lieux de l'assainissement et ses enjeux environnemental, socio-économique et sanitaire dans la ville de Bujumbura -----</i>	<i>15</i>
<i>I.3 Fonctionnement, performances et éléments épurateurs d'effluents de sortie des fosses septiques-----</i>	<i>21</i>
<i>I.4 Dimensionnement des fosses septiques -----</i>	<i>24</i>
I.4.1 Principes et théories de dimensionnement des fosses septiques -----	24
I.4.2 Scénarii de dimensionnement des fosses septiques-----	31
<i>I.5 La biochimie et la microbiologie de la biodégradation anaérobie -----</i>	<i>34</i>
<i>Bibliographie -----</i>	<i>38</i>
Chapitre II CARACTERISATION DES FLUX ENTRANT DANS DES FOSSES SEPTIQUES EN VUE D'UNE NOUVELLE APPROCHE DE LA NOTION D'EQUIVALENT HABITANT -----	42
<i>Résumé-----</i>	<i>43</i>
<i>II.1 Introduction -----</i>	<i>44</i>
<i>II.2 Matériel et méthodes-----</i>	<i>49</i>
<i>II.3 Résultats et discussions -----</i>	<i>54</i>
II.3.1 Caractérisation des excréments et urines (campagnes de mesures menées en Belgique) -----	54
II.3.2 Caractérisation des excréments et urines par l'approche « bilan matière-énergie »-----	60
II. 3.3 Caractérisation des échantillons étudiés (partie de l'étude menée au Burundi) -----	66
II.3.4 Synthèse incluant les mesures menées en Belgique, au Burundi et la caractérisation des eaux grises provenant de la cuisine-----	68
<i>II.4 Conclusion -----</i>	<i>73</i>
<i>Bibliographie -----</i>	<i>74</i>
Chapitre III ETUDE DES PROCESSUS DE DECANTATION DES PARTICULES SOLIDES DANS DES FOSSES SEPTIQUES -----	79
<i>Résumé-----</i>	<i>80</i>
<i>III. 1 Introduction -----</i>	<i>80</i>
<i>III.2 Matériel et méthodes-----</i>	<i>82</i>
III.2.1 Démarche expérimentale-----	82
III.2.2 Méthodes d'interprétation des essais -----	83
<i>III.3 Résultats et discussions -----</i>	<i>86</i>
<i>III.4 Conclusion -----</i>	<i>96</i>

<i>Bibliographie</i>	97
Chapitre IV DEVELOPPEMENT D'UN MODELE STOECHIMETRIQUE DE FONCTIONNEMENT DES FOSSES SEPTIQUES	98
<i>Résumé</i>	99
<i>Contexte</i>	100
<i>IV.1 Vérification du métabolisme dans des fosses septiques</i>	100
IV.1.1 Introduction	100
IV.1.2 Matériel et méthodes.....	100
IV.1.3 Résultats et discussion.....	103
IV.1.4 Conclusion.....	113
<i>IV.2 Proposition de modèle stœchiométrique de fonctionnement des fosses septiques</i>	113
IV.2.1 Introduction	113
IV.2.2 Méthodologie	114
IV.2.3 Résultats	122
IV.2.4 Conclusion.....	145
<i>Bibliographie</i>	146
Chapitre V DEVELOPPEMENT D'UNE NOUVELLE METHODE DE TITRAGE POUR LA DETERMINATION DES ACIDES GRAS VOLATILS PRODUITS DANS LES DIGESTEURS ANAEROBIES	148
<i>Résumé</i>	149
<i>V.1. Introduction</i>	150
<i>V.2. Méthodologie</i>	152
<i>V.3. Résultats et discussion</i>	163
<i>V.4 Conclusion</i>	171
<i>Bibliographie</i>	172
Chapitre VI DEVELOPPEMENT D'UN MODELE CINETIQUE DE DEGRADATION DE LA BIOMOLE DU SUBSTRAT COMBINE PAR DES BIOMASSES DES FOSSES SEPTIQUES	175
<i>Résumé</i>	176
<i>VI.1 Introduction</i>	176
<i>VI.2 Matériel et Méthode</i>	177
VI.2.1 Description	177
VI.2.2 Détermination de la biomole du substrat combiné synthétique utilisé	179
<i>VI.3. Résultats et discussions</i>	182
<i>VI.4 Conclusion</i>	192
<i>Bibliographie</i>	193
Chapitre VII MODELISATION GLOBALE DE FONCTIONNEMENT DES FOSSES SEPTIQUES SUIVANT LE FORMALISME DE PETERSEN	194

<i>Résumé</i> -----	195
<i>VII.1 Contexte</i> -----	195
<i>VII.2 Mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes dans les fosses septiques</i> -----	196
VII.2.1 Introduction -----	196
VII.2.2. Méthodologie des essais de mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes -----	199
<i>VII.3 Résultats et discussions</i> -----	207
VII.3.1 Simulations théoriques d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes -----	207
VII.3.2 Caractéristiques des gadoues, effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique ayant fournie les biomasses bactériennes acétogènes et méthanogènes-----	212
VII.3.3 Essais proprement dits de mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes-----	215
VII.3.4. Présentation du modèle de fosse septique (F.S) tenant compte de la décantation et de la digestion anaérobie de la matière organique (MFS/DDA)-----	221
VII.3.5. Simulations sur WEST® de fonctionnement des fosses septiques-----	243
Chapitre VIII BOUES DE VIDANGE DES FOSSES SEPTIQUES: CARACTERISATION ET VOIES DE VALORISATION -----	252
<i>Résumé</i> -----	253
<i>VIII.1. Introduction</i> -----	254
<i>VIII.2. Matériel et méthodes</i> -----	258
<i>VIII.3. Résultats et discussions</i> -----	261
VIII.3.1 Cas de Caractérisation des boues des fosses septiques, leur digestion anaérobie et modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz-----	261
VIII.3.2. Cas de co-digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques avec les déchets solides organiques des marchés-----	278
<i>VIII.4 Conclusions</i> -----	285
<i>Bibliographie</i> -----	286
CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES -----	290
1. Conclusion générale-----	291
2. Perspectives-----	295
ANNEXES -----	298

LISTE DES ABREVIATIONS/NOMENCLATURE

ADM1	Anaerobic Digestion Model N°1
AGLC	Acides Gras à Longues Chaînes
AGV	Acides Gras Volatils
ANC	Assainissement Non Collectif
APOH	Bactéries Acétogènes Productrices Obligées d'Hydrogène
b ou k_{mort}	Taux de mortalité de la biomasse bactérienne
C/F	Convertisseur des concentrations en flux
COT	Carbone Organique Total
DBO	Demande biochimique en Oxygène
DCO	Demande Chimique en Oxygène
dS_{AGV}/dt	Variation des AGV en fonction du temps
EH	Equivalent Habitant
F/C	Convertisseur des flux en concentrations
FS	Fosses Septiques
GC	Chromatographie en phase Gazeuse
HPLC	Chromatographie en phase Liquide à Haute Performance
$i_{COT, composé}$	Equivalent COT de 1 g d'un composé
$i_{DCO, composé}$	Equivalent DCO de 1 g d'un composé
ISO	Organisation Internationale de Normalisation
k_{hydr}	Constante d'hydrolyse
$k_{m, substrat}$	Taux maximal d'utilisation d'un substrat
K_s	Constante de demi-saturation du substrat
MES	Matières En Suspension
MFS/DDA	Modèle de Fosse Septique tenant compte de la Décantation et de la Digestion Anaérobie
MOV	Matières Organiques Volatiles
MS	Matières Séches
MVS	Matières Volatiles en Suspension
PIC	Projet Interuniversitaire ciblé
PM	Poids moléculaire
S_{Ac}	Substrat acétate
SETEMU	Services Techniques Municipaux

S_{gluc}	Substrat glucose
STEP	Station d'Epiration
TRH	Temps de Rétention Hydraulique
WEST [®]	Worldwide Engine for Simulation, Training and automation
$X_{\text{me_ac}}$	Biomasses méthanogènes acétoclastes
X_{VFA}	Biomasses acétogènes
Y_s	Rendement de conversion du substrat en biomasse bactérienne
μ	Taux de croissance des bactéries
μ_{max}	Taux maximum de croissance spécifique des bactéries
ΔS	Variation du substrat
Δt	Variation du temps
ν_{ij}	Coefficient stœchiométrique d'un composé i pendant le processus j
ρ_j	Expression de la cinétique de réaction pour un processus j

LISTE DES FIGURES

Figure I.1_a: Comparaison des consommations et des rejets en France (source:Niyongabo (2006))	11
Figure I.1_b : Taux de rejet déduit des consommations et des rejets en France (source:Niyongabo (2006))	12
Figure I.2: Aménagement de la ville de Bujumbura, avec localisation des rivières qui la traversent pour se jeter dans le lac Tanganyika (source: Niyongabo (2006))	14
Figure I.3: Coupe schématique de la ville de Bujumbura (dans le sens de largeur) résumant l'impact d'une gestion non contrôlée des déchets sur le lac Tanganyika	16
Figure I.4: Illustration de fonctionnement d'une fosse septique où les processus physicochimiques et biochimiques sont mis en évidence (Vasel, 1992)	21
Figure I.5: Interaction des processus physicochimiques et biochimiques dans une fosse septique	22
Figure I.6: Schéma d'un décanteur idéal de HAZEN (Edeline, 1992)	25
Figure I.7: Voies métaboliques de biodégradation anaérobies (Sources:Paing (2001) et Rouez (2008))	34
Figure I.8: Comportement des Archaea méthanogènes (AM) et bactéries sulfato-réductrices (BSR) en fonction du ratio " DCO/SO ₄ ²⁻ "	37
Figure II.1: Classification des eaux usées domestiques: (a) Eaux noires et (b) Eaux grises	44
Figure II.2 : Répartition des eaux usées (pourcentages exprimés en volume par volume) au niveau du ménage selon leurs origines (Gray, 2004)	47
Figure II.3: Schéma d'une personne considéré comme un réacteur biologique	53
Figure II.4: Comparaisons entre les COT mesurés et théoriques; puis les DCO mesurés et théoriques:(a) et (b) se rapportent aux cas d'urines et d'excréments, respectivement	57
Figure II.5: Estimation des macronutriments dans les excréments et urines (pris ensemble) en fonction des rations alimentaires équilibrées consommées	65
Figure II.6: Synthèse des statistiques élémentaires des résultats d'enquête d'utilisation des papiers toilette (g/EH/j) à Bujumbura	66
Figure III.1: Evolution des concentrations en matières en suspension (MES) après divers temps de sédimentation en colonne (Source: Edeline (1992))	81
Figure III.2: (a) schéma de la colonne de décantation utilisée et (b) Essai de décantation sur terrain	83
Figure III.3: Graphes ayant servi à la détermination du temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES par la méthode de Tay	89
Figure III.4: Pourcentage d'enlèvement des MES en fonction de la vitesse ascensionnelle	91
Figure III.5: Comparaison des deux méthodes de Tay et Krishnan par rapport au T ₅₀ : (a) cas d'effluents d'entrée; (b) cas d'effluents de sortie	93
Figure IV.1: (a) Représentation schématique du montage expérimental (parties de dégradation du substrat et quantification de biogaz) et (b) Dispositif de piégeage du CO ₂ en vue de déterminer la composition du biogaz en CH ₄ et CO ₂	102

Figure IV.2: Evolution dans les réacteurs pilotes respectivement de:(a) pH, (b) AGV,(c) biogaz cumulé, (d)CH ₄ cumulé et (e)MVS	104-106
Figure IV.3: Schéma du modèle stœchiométrique de fonctionnement des FS.....	114
Figure IV.4: Structure de la cellulose (source: Garrett et Grisham (2000) et Lechien (2009)).....	130
Figure V.1: Comparaison des pK _a mesurés et estimés lorsque la fonction $PK_a = aT^2 + bT + c$ est exploitée	156
Figure V.2: Cas d'illustration des essais de titrage réalisés pour la détermination des constantes de l'algorithme mathématique de calcul de la concentration en AGV totaux.....	161
Figure V.3: Evolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations en AGV totaux et NH ₄ HCO ₃ dans les solutions synthétiques.....	163
Figure V.4: Evolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations en NH ₄ HCO ₃ seul (c.à.d. sans les AGV).....	164
Figure V.5: Comparaison des concentrations en AGV recalculées dans les conditions des essais à l'aide de l'algorithme mathématique (Eq.V.25) avec celles engagées dans les mêmes essais	168
Figure V.6: Comparaison des résultats en AGV totaux mesurés respectivement par la nouvelle méthode de titrage et la chromatographie en phase gazeuse.....	170
Figure VI.1: Evolution de pH dans les réacteurs.....	182
Figure VI.2: Evolution des AGV dans les réacteurs.....	183
Figure VI.3: Production cumulée de CH ₄ dans les réacteurs.....	184
Figure VI.4: Evolution de la DCO _{brute} dans les réacteurs.....	185
Figure VI.5: Evolution des MVS dans les réacteurs.....	186
Figure VI.6: Evolution du taux de croissance des biomasses des fosses septiques en fonction du temps lors des essais	187
Figure VI.7: Evolution de la DCO _{soluble} dans les réacteurs.....	189
Figure VII.1: (a) Simulation d'élimination d'acétate(HAc) par les biomasses méthanogènes acétoclastes et (b) Simulation de formation des nouvelles cellules méthanogènes acétoclastes si la concentration initiale en biomasses = 50 mgMVS/l ;[HAc] _i variant entre 500 mg/l à 1500 mg/l; pH=7 ; T° = 20°C)	208
Figure VII.2: (a) Simulation d'élimination d'acétate(HAc) par les biomasses méthanogènes acétoclastes et (b) Simulation de formation des nouvelles cellules méthanogènes acétoclastes si la concentration initiale en biomasses = 50 mgMVS/l ;[HAc] _i variant entre 2000 mg/l à 4000 mg/l; pH=7 ; T° = 20°C)	209
Figure VII.3: (a)Simulation d'élimination de glucose et de production d'AGV en équivalent acétate;(b) Simulation de formation des nouvelles cellules acétogènes; si respectivement la concentration initiale en biomasses (X _{VFA}) _i = 10 mgMVS/l ;[glucose] _i = 1500, 9000 et 24000 mg/l; à pH 6 et T° = 20°C)	211
Figure VII.4: Production d'AGV pendant l'activité des biomasses acétogènes respectivement dans les sédiments (a ₁ ,a ₂ et a ₃) et dans la phase liquide(b ₁ ,b ₂ et b ₃)	216
Figure VII.5: Consommation d'AGV pendant l'activité des biomasses méthanogènes respectivement dans les sédiments (c ₄ ,c ₅ et c ₆) et dans la phase liquide(d ₄ ,d ₅ et d ₆).....	219

Figure VII.6: Représentation schématique du modèle global de fonctionnement de fosse septique (MFS/DDA)	221
Figure VII.7: Synthèse graphique de comportement des variables d'état du modèle MFS/DDA	239
Figure VII.8: Répartition de la variable « DCO_{totale} » du modèle de fosse septique (MFS/DDA) en ses différentes fractions.....	245
Figure VII.9: Configuration dans WEST® d'une filière de traitement des eaux usées incluant un bassin de digestion anaérobie (Zouhir, 2008).....	246
Figure VII.10: Représentation virtuelle selon WEST® du système d'épuration des eaux usées par bassin de digestion anaérobie (avec en dessous des détails sur le bassin de digestion anaérobie).....	247
Figure VIII.0: La mise en contexte du Chapitre VIII: Gestion des boues des boues de vidange dans la zone d'étude	254
Figure VIII.1: Les différentes possibilités de traitement des gadoues des fosses septiques (Ingallinella et al., 2002).....	256
Figure VIII.2: Photo du montage expérimental par rapport à cette présente partie.....	261
Figure VIII.3: Quelques exemples de distributions des paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange.....	262-264
Figure VIII.4: Caractéristiques des boues de vidange des FS (conditions burundaises): comportement des paramètres mesurés.....	265
Figure VIII.5: Quelques exemples de distributions des ratios entre certains paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange.....	266-267
Figure VIII.6: Production cumulée de biogaz à partir des échantillons des boues de vidange des fosses septiques:(a)désigne la première campagne des essais et (b)la deuxième campagne.....	270
Figure VIII.7: Statistiques élémentaires faites sur les résultats expérimentaux se rapportant à la production cumulée maximale de biogaz (en m^3 de biogaz/ m^3 de boues de vidange fraîches des FS)	274
Figure VIII.8_a: Production cumulée maximale de biogaz (P)(à 30°C) en fonction du ratio « $MVS/DBO_{totale\ infinie}$ » (où MVS et $DBO_{totale\ infinie}$ exprimés en kg/m^3 ; P en m^3).....	275
Figure VIII.8_b: Production cumulée maximale de biogaz (P) (à 30°C) en fonction du ratio « $MVS/DCO_{soluble}$ » (où MVS et $DCO_{soluble}$ exprimés en kg/m^3 ; P en m^3).....	276
Figure VIII.9_a: <i>Taux de production journalier de biogaz pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés.....</i>	278
Figure VIII.9_b: Production cumulée de biogaz pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés	279
Figure VIII.10: (a) Composition de biogaz en CH_4 et CO_2 et (b) évolution de pH pendant les essais de co-digestion.....	280
Figure VIII.11: Evolution de la DCO pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés.....	281
Figure VIII.12: Production cumulée maximale de biogaz (y) (cas de co-digestion anaérobie à 30°C) en fonction de x qui est le rapport « $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ » (avec MVS_{FS} exprimé en kg/m^3 ; $MOV_{déchets}$ en % par rapport au poids sec ; y en m^3 de biogaz).....	284

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1: Comparaison des rendements épuratoires des fosses septiques selon les auteurs.....	24
Tableau I.2: Premier scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1 m	31
Tableau I.3: Deuxième scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1,2 m	32
Tableau I.4: Troisième scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1,5 m.....	32
Tableau I.5: Quatrième scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1,8 m.....	33
Tableau II.1: Revue de la littérature des résultats d'études antérieures portant sur la caractérisation des urines et excréments humains	48
Tableau II.2 : Les concentrations moyennes et la moyenne des charges polluantes des paramètres mesurés dans des échantillons d'excréments et d'urines humains de 24h (en Belgique).....	55
Tableau II.3_a: Synthèse des quantités des glucides, lipides et protéines libérées dans des excréments et urines, calculées par l'approche théorique "bilan matière-énergie" considérant le concept selon la logique des nutritionnistes (1 ^{ère} technique).....	63
Tableau II.3_b: Synthèse des quantités des glucides, lipides et protéines libérées dans des excréments et urines, calculées par l'approche théorique "bilan matière-énergie" considérant le concept selon la logique du domaine des sciences de traitement des eaux usées (2 ^{ème} technique)	64
Tableau II.4: Caractéristiques des papiers de toilette, détergents pour lave-linge et savons de douche (partie d'étude menée à Bujumbura-Burundi).....	67
Tableau II.5: Répartition de la COD _{brute} par sources de pollution dans les eaux grises et noires étudiées en Belgique et Bujumbura (Burundi).....	70
Tableau II.6: Quantités des principaux composés (pour un équivalent habitant) dans les eaux grises et noires étudiées(en Belgique et au Burundi)	71
Tableau II.7: Répartition de l'azote et du phosphore par sources de pollution dans les eaux grises et noires étudiées en Belgique.....	73
Tableau III.1: Evolution des concentrations en MES en fonction du temps de rétention(Θ) et des profondeurs de la colonne.....	87
Tableau III.2: Données des paramètres permettant la détermination du temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES selon la méthode de Tay.....	88
Tableau III.3: pourcentages des MES éliminées et les vitesses ascensionnelles.....	90
Tableau III.4: Synthèse et comparaison des T_{50} selon les méthodes de Tay et Krishnan.....	92
Tableau III.5: (a) Caractéristiques physico-chimiques des effluents de sortie des FS (b) Ratios entre quelques paramètres de pollution	95
Tableau IV.1 : Milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies (Touzel & Albagnac, 1983)	103

Tableau IV.2: Teneurs moyennes en CH ₄ et CO ₂ dans le biogaz produit, production cumulée maximale du CH ₄ et DCO _{soluble} à la fin des essais lors de la vérification de type de métabolisme dans les FS.....	107
Tableau IV.3: Synthèse de calcul des potentiels méthanogènes expérimentaux du substrat (glucose) dans les conditions de l'étude.....	109
Tableau IV.4: Synthèse des bilans DCO facilement accessible aux bactéries lors des essais.....	112
Tableau IV.5: Les énergies libres de formation des composés ayant servi de base dans l'élaboration des stœchiométries (cas de la présente étude).....	120
Tableau IV.6 : Valeurs des variables ayant servi de base pour les calculs des fractions f_s^0 et f_e^0 puis le coefficient de rendement cellulaire Y lorsque le tripalmitate de glycérol est considéré comme donneur d'électrons.....	126
Tableau IV.7: Valeurs des variables ayant servi de base pour les calculs des fractions f_s^0 et f_e^0 puis le coefficient de rendement cellulaire Y_m^m lorsque le glucose est considéré comme donneur d'électrons.....	133
Tableau IV.8_a: Les demi-équations des donneurs d'électrons (pendant la fermentation acide).....	135
Tableau IV.8_b: Les demi-équations des donneurs d'électrons (pendant la fermentation méthanique).....	135
Tableau IV.9_a: Les demi-équations d'accepteurs d'électrons (pendant la fermentation méthanique).....	136
Tableau IV.9_b: Les demi-équations d'accepteurs d'électrons (pendant la fermentation acide).....	136
Tableau IV.10: Demi-équation de synthèse cellulaire (R_c).....	137
Tableau IV.11_a: Paramètres stœchiométriques (f_s^0 , f_e^0 et taux de conversion: Y_m^m ou Y_{g-DCO}^g) pendant la fermentation acide dans les fosses septiques	137
Tableau IV.11_b: Paramètres stœchiométriques (f_s^0 , f_e^0 et taux de conversion: Y_m^m ou Y_{g-DCO}^g) pendant la fermentation méthanique dans les fosses septiques	137
Tableau IV.12_a: Les équations stœchiométriques globales pendant la fermentation acide	138
Tableau IV.12_b: Les équations stœchiométriques globales pendant la fermentation méthanique	138
Tableau IV.13: Fractions normalisées par rapport à chaque « composé i » intervenant dans le substrat combiné	140
Tableau IV.14: Tableau récapitulatif des formules des substrats combiné utilisées dans la littérature.....	143
Tableau V.1: La somme des carrés des résidus trouvée par rapport à différentes fonctions d'estimation de pK _a en fonction de la température.....	155
Tableau VI.1: Différents cas de réacteurs batch utilisés pour l'étude cinétique du substrat combiné.....	178
Tableau VI.2: Fractions normalisées par rapport à chaque « composé i » intervenant dans le substrat combiné synthétique.....	179

Tableau VI.3: Détails de calcul de bilan DCO par rapport au cas du réacteur où le substrat combiné synthétique alimenté est de 21,05 g/l (soit 45,32 g DCO/l).....	185
Tableau VII.1 : Liste de quelques abréviations utilisées dans le chapitre VII.....	197
Tableau VII.2: Valeurs des paramètres utilisés pour l'estimation de l'intervalle de temps entre deux prises d'échantillons dans les réacteurs batch (cas d'élimination d'acétate).....	202
Tableau VII.3 : Valeurs des paramètres utilisés pour l'estimation de l'intervalle de temps entre deux prises d'échantillons dans les réacteurs batch (cas de production d'AGV à partir du substrat glucose).....	203
Tableau VII.5: Caractéristiques des gadoues, effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique (FS) ayant fournie les biomasses bactériennes acétogènes et méthanogènes.....	213
Tableau VII.6: Ratios entre certains paramètres caractéristiques des effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique (FS) ayant fournie les biomasses acétogènes et méthanogènes, (échantillonnage et analyses réalisés en Belgique).....	214
Tableau VII.7: Détails des fractions de DCO, DBO ₅ , MES et MVS relatives à l'équivalent habitant déterminé au chapitre II de la présente thèse	214
Tableau VII.8: Activités cinétiques des biomasses acétogènes respectivement dans la phase des sédiments et phase liquide de la fosse septique.....	217
Tableau VII.9: Activités cinétiques des biomasses méthanogènes respectivement dans la phase des sédiments et phase liquide de la fosse septique.....	220
Tableau VII.10: Paramètres cinétiques et stœchiométriques utilisés dans la matrice du modèle MFS/DDA	225
Tableau VII.11: Représentation matricielle du modèle simplifié de fosse septique incluant la décantation et la digestion anaérobie de la matière organique (composant solubles).....	236
Tableau VII.12: Représentation matricielle du modèle simplifié de fosse septique incluant la décantation et la digestion anaérobie de la matière organique (composant particulaires)	237
Tableau VII.13: Constantes de Henry relatives aux gaz H ₂ , CH ₄ et CO ₂ .(25°C) utilisées dans ADM1 (Batstone et al., 2002).....	241
Tableau VII.14: Caractéristiques du bassin anaérobie qui a été utilisé dans les simulations.....	247
Tableau VII.15: Répartitions de la DCO des eaux usées domestiques (cas du Burundi) suivant les paramètres de notre modèle MFS/DDA.....	248
Tableau VIII.1: Typologie des ouvrages de traitement des boues de vidange rencontrés en Afrique subsaharienne.....	257
Tableau VIII.2: Caractéristiques des boues de vidange des fosses septiques et déchets solides organiques, utilisés lors des essais de co-digestion anaérobie.....	260
Tableau VIII.3: Caractéristiques des boues de vidange des FS (conditions burundaises): comportement des ratios entre paramètres mesurés.....	268
Tableau VIII.4: La DCO éliminée pendant les essais de digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques.....	272
Tableau VIII.5: La DCO transformée en CH ₄ pendant les essais de digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques.....	273

Tableau VIII.6: La DCO éliminée pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés.....**282**

INTRODUCTION GENERALE

L'eau, indispensable à la vie et à toute activité économique, est utilisée à des fins domestiques, industrielles et agricoles. Après son utilisation, elle devient "déchet" et son rejet directement dans le milieu naturel peut engendrer à court ou à long terme des nuisances graves, tant pour la santé et l'hygiène publique que pour l'environnement, et avoir des répercussions économiques non négligeables (Pambrun, 2005). Il est donc important d'évacuer et traiter les eaux usées. Toutefois, nombreux sont les pays en développement qui ne bénéficient pas de stations d'épuration collectives (de type boues activées, lits bactériens, biodisques ou lagunages) mais qui ont plutôt recours à l'assainissement non collectif (ANC) sous ses diverses formes (fosses septiques, latrines rudimentaires, toilettes publiques, etc.).

Dans le cadre de la présente thèse de doctorat, nous nous sommes intéressés à l'utilisation des fosses septiques comme outils de prétraitement des eaux usées domestiques. L'usage des fosses septiques constitue d'après Pradhan *et al.* (2008), une alternative des solutions pour gérer les eaux usées produites au niveau de la parcelle si un système d'assainissement collectif n'est pas réalisable ou disponible.

Actuellement, les fosses septiques sont comptées parmi les ouvrages de prétraitement des eaux usées domestiques les plus utilisées au monde suite à de nombreux facteurs comme: (i) leurs coûts en investissement et maintenance qui sont moins chers par rapport aux systèmes d'assainissement collectifs; (ii) un faible niveau de consommation d'eau dans la plupart des pays en développement, pouvant rendre les systèmes d'égouts techniquement peu viables; (iii) un manque de volonté politique manifeste pour le cas des pays en développement, conduisant à une absence de politique sectorielle et stratégique adéquates permettant la mise en place des stations d'épuration collectives; (iv) une augmentation plus rapide de la population urbaine suite à un exode rural (cas des pays en développement), entraînant une urbanisation rapide, incontrôlée et non planifiée (Butler & Payne, 1995; Morel *et al.*, 2004; Kordje *et al.*, 2008; Moussavi *et al.*, 2010).

Alors que dans les pays industrialisés, les fosses septiques ne sont généralement exploitées que dans des milieux ruraux (Kennedy & Van Geel, 2000; Philip *et al.*, 2008b; Pradhan *et al.*, 2008), elles constituent plutôt un mode d'assainissement des eaux usées domestiques le plus utilisé dans des villes comme dans des villages des pays en développement (Koné & Strauss, 2004). Bien que la revue de la littérature (Koné & Strauss, 2004; Beal *et al.*, 2006; Philip *et al.*, 2008a; Pradhan *et al.*, 2008; Chang *et al.*, 2010; Maunoir *et al.*, 2011; Diak *et al.*, 2012)

montre que les fosses septiques soient beaucoup exploitées, les processus tant physico-chimiques que biologiques qui s'y déroulent ne sont pas encore très bien maîtrisés du point de vue quantitatif. Tout simplement, certains travaux se limitent au niveau de la description des fonctions des fosses septiques qui sont: (i) la rétention des matières solides grâce aux phénomènes hydrauliques de décantation et de flottation; (ii) la solubilisation et la gazéification des matières solides retenues grâce au phénomène de digestion anaérobie (Agence de Bassin Loire-Bretagne, 1980; Vasel, 1992; Philip *et al.*, 1994; Alexandre *et al.*, 1998; Philip *et al.*, 2008b).

Une problématique liée à la gestion des boues de vidange lorsque les fosses septiques sont remplies (cas des pays en développement) constitue également un sujet de recherche qui reste jusqu'à nos jours une préoccupation pour les chercheurs du domaine. Ces boues de vidange sont souvent déversées sans aucun contrôle (lieux, manutentions), ce qui occasionne des risques sérieux pour l'environnement (odeurs, pollution des eaux souterraines et de surface, esthétique des villes, etc.) et pour la santé de la population (paludisme, maladies d'origine hydrique: dysenterie, fièvre typhoïde, choléra, diarrhée, infections intestinales, ankylostomiase, schistosomiase ou bilharziose, etc.). Ces maladies sont d'ailleurs considérées dans toute la région d'Afrique tropicale comme principales causes de mortalité générale et de morbidité infantile (Franceys *et al.*, 1995; Cofie *et al.*, 2006). Même si la revue de la littérature (Strauss *et al.*, 1997; Ingallinella *et al.*, 2002; Koné & Strauss, 2004; Cofie *et al.*, 2006; Cofie *et al.*, 2009; Valencia *et al.*, 2009) montre que quelques techniques de traitement de ces boues de vidange ont été étudiées et rendues opérationnelles sur le terrain (exemple: lits de séchage plantés ou non, bassins de sédimentation, co-traitement avec des eaux usées en STEP, etc.), très peu d'études se sont intéressées à leurs voies de valorisation énergétiques, soit seules ou en co-digestion avec des déchets solides organiques (pourtant également problématique quant à leur gestion).

De ce constat des problématiques multivariées et complexes intervient cette thèse dont le thème est: "**Modélisation des processus physiques et biologiques dans des fosses septiques et voies de valorisation des boues de vidange: Application à Bujumbura-Burundi**"

En d'autre termes, cette thèse s'inscrit dans le cadre d'un projet PIC BURASSAIN "Burundi assainissement" (soutenu par l'aide de l'Académie de Recherche et d'Enseignement Supérieur (ARES, Belgique)), et dont l'objectif global vise à contribuer à l'amélioration de la qualité

environnementale et à la réduction des risques sanitaires associés à la gestion des déchets liquides et solides à Bujumbura (Burundi).

Deux axes de recherche principaux sont alors poursuivis dans cette thèse et correspondent à nos objectifs spécifiques.

- ✓ Le premier traite la modélisation des processus physico-chimiques et biochimiques qui se déroulent dans des fosses septiques;
- ✓ Le deuxième aborde les voies de valorisation énergétique des boues de vidange seules (digestion anaérobie) d'une part et leur co-digestion anaérobie avec des déchets solides organiques des marchés d'autre part.

Ainsi, cette thèse est structurée en huit chapitres et au niveau de chaque chapitre, une brève revue de la littérature est fournie dans la section intitulée "introduction".

Le premier chapitre présente le contexte géographique, démographique, hydrographique et géologique du site d'étude (Bujumbura-Burundi). Il présente également l'état des lieux de l'assainissement de ce site d'étude. La revue de la littérature qui éclaire davantage notre thème de recherche notamment par rapport au fonctionnement, dimensionnement et performances des fosses septiques, est abordée dans ce chapitre. Les éléments épurateurs qui sont souvent utilisés pour achever l'épuration qui a commencé dans la fosse septique et qui répondent aux normes en ANC, sont également décrits dans ce chapitre.

Le deuxième chapitre porte sur la caractérisation des flux entrant dans des fosses septiques en vue de définir de manière revisitée et précise, la notion d'équivalent habitant. Cette caractérisation est indispensable en ce sens qu'elle permet de mobiliser des données qualitatives et quantitatives des flux entrant dans ces dispositifs, utiles pour l'élaboration d'une formule de la biomole d'un composé unique global ("substrat complexe") représentant les eaux usées domestiques.

Le troisième chapitre présente l'étude de quantification des processus de décantation des particules solides dans des fosses septiques.

Le quatrième chapitre se consacre au développement d'un modèle stœchiométrique de fonctionnement des fosses septiques. Ce modèle a évidemment été réalisé en tenant compte d'une étude préliminaire qui a porté sur la vérification du métabolisme dans ces ouvrages.

Le cinquième chapitre aborde le développement d'une méthode de dosage des acides gras volatils par titrage, efficace et proche de la méthode chromatographique en phase gazeuse. Cet objectif spécifique relatif à ce chapitre a été formulé suite à un constat d'accès limité dans des laboratoires des pays moins avancés, des chromatographes (GC ou HPLC), d'ailleurs jugés jusqu'à nos jours très performants dans ce genre de dosage. Cette méthode de titrage aidera donc les laboratoires n'ayant pas de GC ou HPLC, de pouvoir contrôler efficacement les AGV dans des réacteurs de digestion anaérobie.

Le sixième chapitre est réservé au développement d'un modèle cinétique de dégradation de la biomole du substrat combiné représentant les eaux usées domestiques par des biomasses entrant dans les fosses septiques.

Le septième chapitre s'appesantit sur un modèle global de fonctionnement des fosses septiques suivant le formalisme matriciel de Petersen. Les équations de bilan de matière associée à ce modèle sont également présentées dans ce chapitre. Ce chapitre comprend également des simulations de fonctionnement des fosses septiques avec le logiciel WEST.

Le dernier chapitre de cette thèse met en exergue les caractéristiques détaillées des boues de vidange des fosses septiques et présente également des voies de leur valorisation énergétique. Un traitement-valorisation des boues de vidange seules (digestion anaérobie) d'une part et leur co-digestion anaérobie avec des déchets solides organiques des marchés d'autre part sont décrits dans ce chapitre.

La conclusion générale et les perspectives clôturent cette thèse

Bibliographie

Agence de Bassin Loire-Bretagne F. (1980). *L'assainissement individuel : principes & techniques actuelles : étude inter-agences*. Orleans, France, pp. 124. Disponible sur URL(1)-voir Wébographie.

Alexandre O., Boutin C., Duchene P., Lagrange C., Lakel A., Lienard A. and D. O. (1998). *Filières d'épuration adaptées aux petites collectivités*. Editions Cemagref, Lyon, pp.96. Disponible sur URL(2)-voir Wébographie.

Beal C. D., Gardner E. A., Kirchof G. and Menzies N. W. (2006). Long-term flow rates and biomat zone hydrology in soil columns receiving septic tank effluent. *Water Res.* **40**(12), 2327-38.

Butler D. and Payne J. (1995). Septic Tanks: Problems and Practice. *Building and Environment* **30**(3), 419 - 25.

- Chang N.-B., Wanielista M., Daranpob A., Xuan Z. and Hossain F. (2010). New Performance- Based Passive Septic Tank Underground Drainfield for Nutrient and Pathogen Removal Using Sorption Media. *Environ. Eng. Sci.* **27**(6), 469-82.
- Cofie O., Koné D., Rothenberger S., Moser D. and Zubruegg C. (2009). Co-composting of faecal sludge and organic solid waste for agriculture: Process dynamics. *Water Res.* **43**(18), 4665-75.
- Cofie O. O., Agbottah S., Strauss M., Esseku H., Montangero A., Awuah E. and Koné D. (2006). Solid-liquid separation of faecal sludge using drying beds in Ghana: implications for nutrient recycling in urban agriculture. *Water Res.* **40**(1), 75-82.
- Diak J., Örmeci B. and Kennedy K. J. (2012). Effect of Enzymes on anaerobic digestion of primary sludge and septic tank performance. *Bioprocess Biosyst Eng* **35**(9), 1577 - 89.
- Franceys R., Pickford J. and Reed R. (1995). *Guide de l'assainissement individuel*. Organisation mondiale de la santé (OMS), Genève, pp.258.
- Ingallinella A. M., Sanguinetti G., Koottatep T., Montangero A. and Strauss M. (2002). The challenge of faecal sludge management in urban areas-strategies, regulations and treatment options. *Water Sci. Technol.* **46**(10), 285-94.
- Kennedy P. and Van Geel P. J. (2000). Hydraulics of Peat Filters Treating Septic Tank Effluent. *Transport in Porous Media* **41**, 47 - 60.
- Koné D. and Strauss M. (2004). Low-cost options for treating faecal sludges in developing countries-challenges and performance. In: *9th International IWA Specialist Group Conference on Wetlands Systems for Water Pollution Control and 6th International IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds*, Eawag/Sandec, Avignon, France, 7 p.
- Kordje B., Wambui G., Ousseynou D., Piers C., Bruno J. R. I. and Serign J. (2008). Analyse de la situation de l'hygiène et de l'assainissement dans 32 pays africains. L'Afrique peut-elle se permettre de manquer les Objectifs de Développement du Millénaire pour l'assainissement ? In: *2ème conférence africaine sur l'assainissement et l'hygiène (AfricaSan2008)*, BAD,Banque mondiale, WSP, 58 p., CMAE.
- Maunoir S., Lequlen F., Bavaveas S. and Philip H. (2011). Bilan de 10 années d'observations de fosses septiques Eparco alimentées par des eaux usées domestiques *Eau, l'industrie, les Nuisances* **340**, 74-9.
- Morel A., Semoroz N., Gicheru N. and Maferima T. (2004). Améliorer l'accès des populations urbaines démunies aux services d'eau et d'assainissement. Recueil des bonnes pratiques en Afrique subsaharienne. In, *Partenariat Eau et Assainissement en Afrique*, 126 p. .
- Moussavi G., Kazembeigi F. and Farzadkia M. (2010). Performance of a pilot scale up-flow septic tank for on-site decentralized treatment of residential wastewater. *Process Safety and Environmental Protection* **88**(1), 47-52.
- Pambrun V. (2005). *Analyse et modélisation de la nitrification partielle et de la précipitation concomitante du phosphore dans un réacteur à alimentation séquentielle*. Ph.D. Thesis, Genie des Procédés et de l'Environnement, Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, p.287.
- Philip H., Rambaud A. and Maunoir S. (1994). Fonctionnement et performances des fosses septiques toutes eaux. *T.S.M*(11), 645-50.

Philip H., Rambaud A. and Vassel J. L. (2008a). Assainissement non collectif des habitations- Evolution technique et réglementaire. *Techniques de l'ingénieur W 6 601*, 1-6.

Philip H., Rambaud A. and Vassel J. L. (2008b). Assainissement non collectif des habitations- Fonctionnement et dimensionnement. *Techniques de l'ingénieur W6 602*, 1-20.

Pradhan S., Hoover M. T., Clark G. H., Gumpertz M., Wollum A. G., Cobb C. and Strock J. (2008). Septic tank additive impacts on microbial populations. *J. Environ. Health* **70**(6), 22-7.

Strauss M., Larmie S. A. and Heinss U. (1997). Treatment of sludges from on - site sanitation - Low cost options. *Water Sci.Technol.* **35**(6), 129 - 36.

Valencia R., den Hamer D., Komboi J., Lubberding H. J. and Gijzen H. J. (2009). Alternative treatment for septic tank sludge: Co-digestion with municipal solid waste in bioreactor landfill simulators. *J. Environ. Manag.* **90**(2), 940-5.

Vassel J. L. (1992). La fosse septique: Les dispositifs d'épuration. *Tribune de l'eau* **45**(560/6), 23-45.

Wébographie

URL(1): <http://www.source.irc.nl/docsearch/title/108285>, 23/06/2013

URL(2): <http://www.eau.fndae.fr> ,11/06/2013

URL(3):http://www.pseau.org/outils/ouvrages/wup_acces_eau_assainissement_bonnes_pratiques_2004_fr.pdf, le 26/06/2013

Chapitre I
REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

Résumé

Ce chapitre de synthèse est présenté différemment des autres chapitres de cette thèse, du fait qu'il ne traite que la revue de la littérature. En plus, comme dans les sept autres chapitres, une brève revue de la littérature est chaque fois fournie dans la section nommée "introduction", ce premier chapitre s'est uniquement focalisé sur: (i) les contextes géographique, démographique, hydrographique et géologique du site d'étude (Bujumbura-Burundi); (ii) l'état des lieux de l'assainissement de ce site d'étude; (iii) la revue de la littérature qui éclaire davantage notre thème de recherche notamment par rapport au fonctionnement, dimensionnement et performances des fosses septiques; et (iv) les éléments épurateurs répondant aux normes en ANC (Assainissement Non Collectif) et qui sont souvent utilisés pour achever l'épuration d'effluent de sortie des fosses septiques.

Mots clés: Bujumbura-Burundi; Assainissement; Eaux usées; Fosses septiques.

I.1 Contextes géographique, démographique, hydrographique et géologique de la ville de Bujumbura

La ville de Bujumbura est située au Nord-est du lac Tanganyika sur une plaine riveraine de celui-ci. Elle se situe à 3°22'32" de latitude Sud et 29°21'33" de longitude Est. Le climat de Bujumbura est de type tropical, caractérisé par un ensoleillement dominant toute l'année. Ces données physiques influent sur la répartition spatiale de la pluviométrie dont les moyennes annuelles varient entre 800 et 1000 mm/an. Bujumbura, comme l'ensemble du pays connaît deux grandes saisons: une saison sèche qui dure quatre mois (de juin en septembre) et une saison pluvieuse, la plus longue et qui s'étale d'octobre à mai. L'altitude de la ville de Bujumbura est comprise entre 774 et 1000 m (774 m correspondant au niveau du lac Tanganyika par rapport à celui de la mer) et lui confère un niveau relativement bas par rapport à celui de l'ensemble du pays. Cette ville s'étend actuellement sur une superficie de 11000 hectares. Bujumbura, capitale politique et économique du Burundi est situé à 1200 km de l'Océan Indien, à 2200 km de l'Océan Atlantique, à 3800 km de la mer Méditerranée et à 3500 km du Cap (Afrique du Sud), (Gahiro, 2011). Cela montre que le Burundi est un pays enclavé et éloigné de la mer. Pour accéder à la mer à des fins d'importation ou d'exportation, le pays dispose de quatre principales voies (corridors):

- ✓ La première (la plus utilisée) est une voie routière appelée corridor Nord: Bujumbura (Burundi)- Kigali (Rwanda)- Kampala (Ouganda)- Mombassa (Kenya);

- ✓ La seconde est également un axe routier appelé corridor central: Bujumbura-Kobero (Burundi)- Dodoma (Tanzanie)- Dar-Es-Salaam (Tanzanie);
- ✓ La troisième voie, appelée corridor Est, est mixte "ferrée-maritime": Bujumbura (Burundi)- Kigoma (Tanzanie) par le lac Tanganyika; puis Tabora-Dar-Es-Salaam (Tanzanie) par rail;
- ✓ La dernière, est aussi mixte "maritime-terrestre"; elle est nommée corridor Sud: Bujumbura (Burundi)- Mpulungu (Zambie) par le lac Tanganyika; puis Mozambique.

Partant de ce constat des corridors qui permettent le Burundi d'accéder à la mer, il apparaît que le lac Tanganyika joue un rôle économique, plaisancier et social important. Sa faune revêt une grande diversité d'espèce d'animaux (plus de 1300 espèces) et dont plus de 600 parmi eux sont des espèces endémiques (non rencontrés dans un aucun autre lac du monde),(Cohen *et al.*, 1993; Allison *et al.*, 2000; Cohen *et al.*, 2005).

Le lac Tanganyika est d'après Cohen *et al.* (2005), la deuxième réserve mondiale en eau douce et constitue d'ailleurs une source importante en eau de consommation pour la majeure partie de la ville de Bujumbura [plus de 90%; information communiquée par la REGIDESO (Régie de production et de distribution d'eau et d'électricité)]. Avec une superficie de 32800 km², 1470 m de profondeur, 673 km de longueur, d'une largeur moyenne de 50 km, 1838 km de périmètre et 1880 km³ de volume (Cohen *et al.*, 1993; West, 2001), ce lac apporte un revenu substantiel aux pays riverains (Burundi, RD Congo, Tanzanie et Zambie). La production annuelle en poissons est estimée à 165000-200000 tonnes/an (Allison *et al.*, 2000). De même, ce lac renforce les moyens d'échanges pour le transport des marchandises et des personnes. Par conséquent, il mérite d'une protection particulière contre toutes sortes de menace de pollutions (déchets liquides et/ou solides) afin de le sauvegarder pour des générations futures. Toutefois, compte tenu de son niveau d'altitude plus bas par rapport à celui des agglomérations érigées sur ses rives, ce lac Tanganyika constitue malheureusement le principal milieu récepteur des pollutions générées dans ces agglomérations [Bujumbura (du côté du Burundi), Uvira, Kalemie et Moba (du côté de RD Congo), Kigoma et Kipili (du côté de la Tanzanie) et Mpulungu (du côté de la Zambie)]. Ces agglomérations abritent également une variété d'industries et d'activités (les marchés par exemple) qui génèrent des quantités énormes de déchets (liquides et solides). Ces déchets constituent donc un danger potentiel pour ce lac s'ils ne sont pas traités.

Du côté de Bujumbura (Burundi), qui est d'ailleurs notre site d'étude, la population est actuellement estimée à 624800 habitants² réparties en 13 communes (Buterere, Kinama, Cibitoke, Kamenge, Ngagara, Gihosha, Nyakabiga, Bwiza, Buyenzi, Rohero, Kinindo, Musaga et Kanyosha).

Sur la base de cette donnée démographique, il est prédictible que la quantité de déchets générés quotidiennement (liquides et solides) est non négligeable. Il n'est malheureusement pas évident de quantifier à l'unité près, les flux de ces déchets liquides /solides car ce genre d'étude nécessite des mesures in situ, ce qui est un long et délicat travail de maîtrise de déchets journaliers produits par ménage.

En ce qui concerne les eaux usées, une estimation peut être faite en ayant recours aux données relatives à la quantité totale d'eau consommée par jour pour toute la population (cas d'une ville par exemple) et au modèle d'extrapolation d'eaux de rejet à partir d'eau consommée dont le taux de rejet dépend de l'effectif de la population (Figure I_a et I_b),(Niyongabo, 2006).

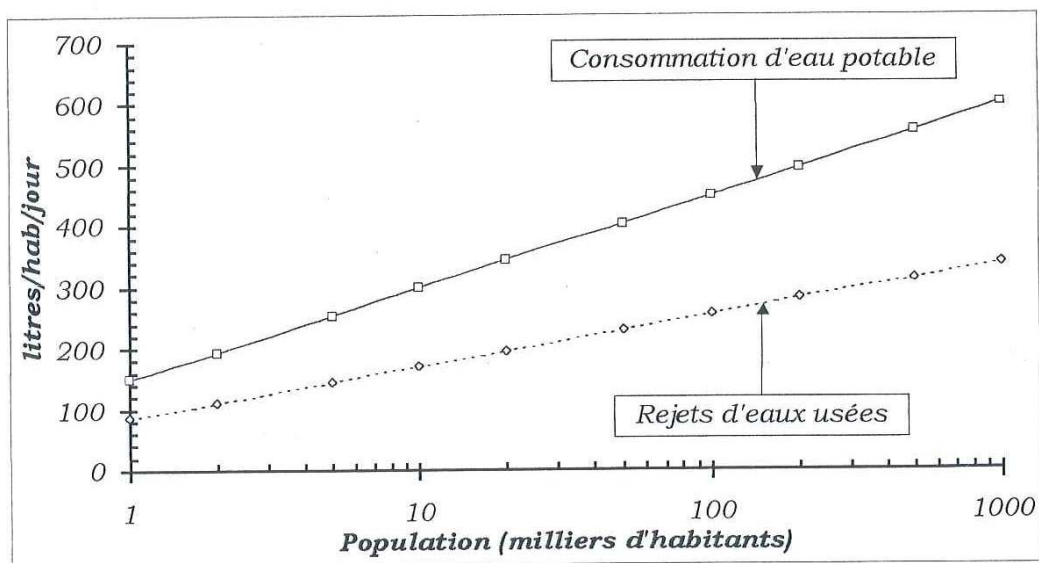


Figure I.1_a: Comparaison des consommations et des rejets en France (source:Niyongabo (2006))

² : Ministère de l'intérieur de la République du Burundi, recensement de la population 2008

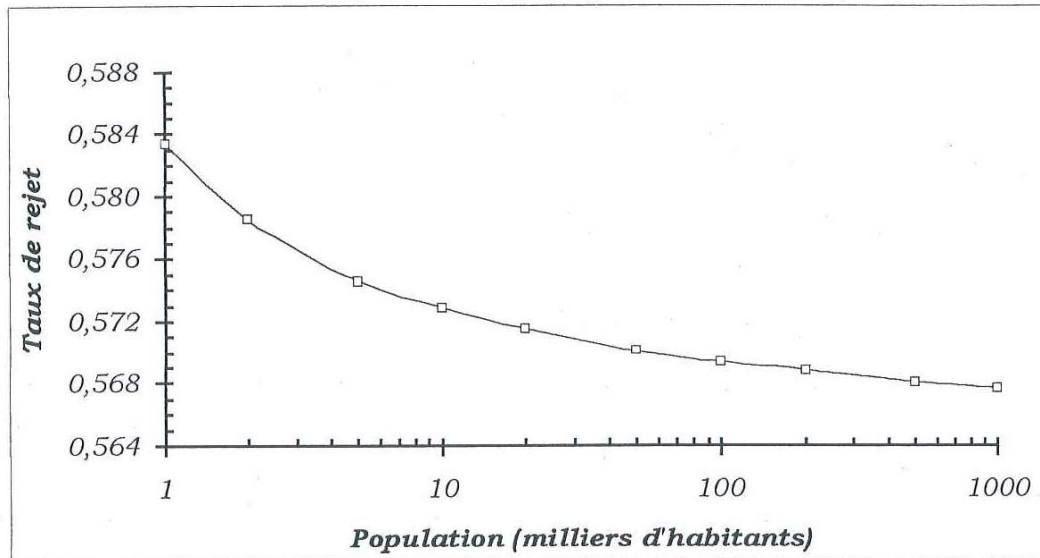


Figure I.1_b : Taux de rejet déduit des consommations et des rejets en France (source:Niyongabo (2006))

Actuellement, d'après les données communiquées par la REGIDESO, une consommation en eau au niveau des ménages est estimée au total à 110000 m³/j. Et, sur base de l'effectif de la population de la ville de Bujumbura, le taux de rejet égal à 0,568 est à retenir, lorsqu'on se permet d'utiliser le modèle repris à la Figure I_b. Dans ce cas, nous déduisons que la quantité totale d'eaux usées pour l'ensemble des habitants de la ville de Bujumbura revient à 62480 m³/j. Ramené à un équivalent habitant (EH), un débit de rejet moyen d'eaux usées égal à 100 l.EH⁻¹.j⁻¹ est donc à retenir.

L'hydrographie du site d'étude (c.à.d. ville de Bujumbura) est étroitement dépendant de celui de l'ensemble du pays qui est par ailleurs influencé par la présence d'un massif montagneux ("crête Congo-Nil"). Cette crête Congo-Nil détermine la ligne de partage des eaux entre deux grands bassins versants: le bassin du Congo et le bassin du Nil. La ville de Bujumbura est donc bâtie dans une plaine riveraine du lac Tanganyika, située dans ce bassin du Congo. Ce dernier est décomposé en quatorze sous bassins versants par six rivières qui traversent la ville de Bujumbura (identifiables sur la Figure I.2 par des chiffres 1 à 6) pour se jeter dans le lac Tanganyika (Niyongabo, 2006): Mutimbuzi (1), Nyabagere (2), Kinyankonge (3), Ntakangwa (4), Muha (5) et Kanyosha (6).

Globalement, dans la ville de Bujumbura, la gestion des déchets (liquides et solides) est non contrôlée et ces rivières sont malheureusement devenues des canaux de transfert des pollutions non traitées en provenance de cette ville vers le milieu récepteur final qui est le lac

Tanganyika (Vandelannoote *et al.*, 1996). En plus de ces rivières, le centre ville de Bujumbura est également traversé par cinq collecteurs d'eaux pluviales qui sont aussi devenus des canaux de transfert des pollutions non traitées vers le lac (Ndikumana *et al.*, 2012).

Quant à la structure géologique de notre site d'étude, elle est constituée de deux zones géologiques homogènes (Hakiza, 2002). Ces deux grands ensembles sont constitués de la plaine côtière et de la montagne. Le premier est formé par des alluvions quaternaires (dépôts de débris grossiers variés tels que le sable, argile, limons, graviers, etc.) et le second est caractérisé par les formations rocheuses du système Rusizien (gneiss, schistes, micaschistes et quartzites).

La Figure I.2 ci-dessous montre l'aménagement de la ville de Bujumbura et situe également les différentes rivières qui la traversent. Le périmètre en traits discontinus rouge désigne les limites d'une zone d'un projet de station d'épuration d'eaux usées (STEP) qui a été exécuté en 1994. Il s'agit d'une STEP de type lagunage naturel.



Figure I.2: Aménagement de la ville de Bujumbura, avec localisation des rivières qui la traversent pour se jeter dans le lac Tanganyika (source: Niyongabo (2006))

I.2 Etat des lieux de l'assainissement et ses enjeux environnemental, socio-économique et sanitaire dans la ville de Bujumbura

La ville de Bujumbura, comme l'ensemble du pays, ne connaît pas un stress hydrique mais plutôt fait face à des problèmes de gestion des déchets dus à l'étalement du tissu urbain. Actuellement, la pression sur les terrains constructibles à Bujumbura est telle que les parcelles aménagées s'étendent jusqu'aux abords du lac Tanganyika où la nappe phréatique se situe à peine à un mètre de profondeur. Face à cela, l'assainissement devrait être fait de manière correcte pour pouvoir protéger ce grand héritage naturel. Malheureusement, l'assainissement des déchets solides est non contrôlé d'une part et d'autre part, on ne fait recours principalement qu'au type d'assainissement non collectif (ANC) pour les eaux usées.

Globalement, la gestion des déchets (liquides et solides) a été désavantageusement délaissée aux ménages. Il n'y a donc pas un suivi de la part du Ministère de l'Eau, de l'Environnement, de l'Aménagement du Territoire et de l'Urbanisme, qui pourtant, a dans son cahier de charge, la gestion d'eaux usées et déchets solides à travers les Services Techniques Municipaux (SETEMU). Le code de l'environnement existe, mais au niveau des déchets liquides et solides, il y a une absence de politique et des textes d'application, ce qui justifie pourquoi la gestion est globalement non contrôlée.

Des ouvrages utilisés en ANC (cas des eaux usées), le dispositif constitué de fosse septique et de puits perdant est largement exploité. Toutefois, ces puits perdants ne traitent pas en réalité les effluents de sortie des fosses septiques (FS) mais plutôt constituent des simples voies de passage des polluants non traités au niveau de ces FS vers la nappe phréatique (Vasel, 1992). La Figure I.3 suivante montre par ailleurs (dans le cadre de cette étude) que les migrations de ces effluents des puits perdants finissent par atteindre le lac Tanganyika en passant par la nappe phréatique.

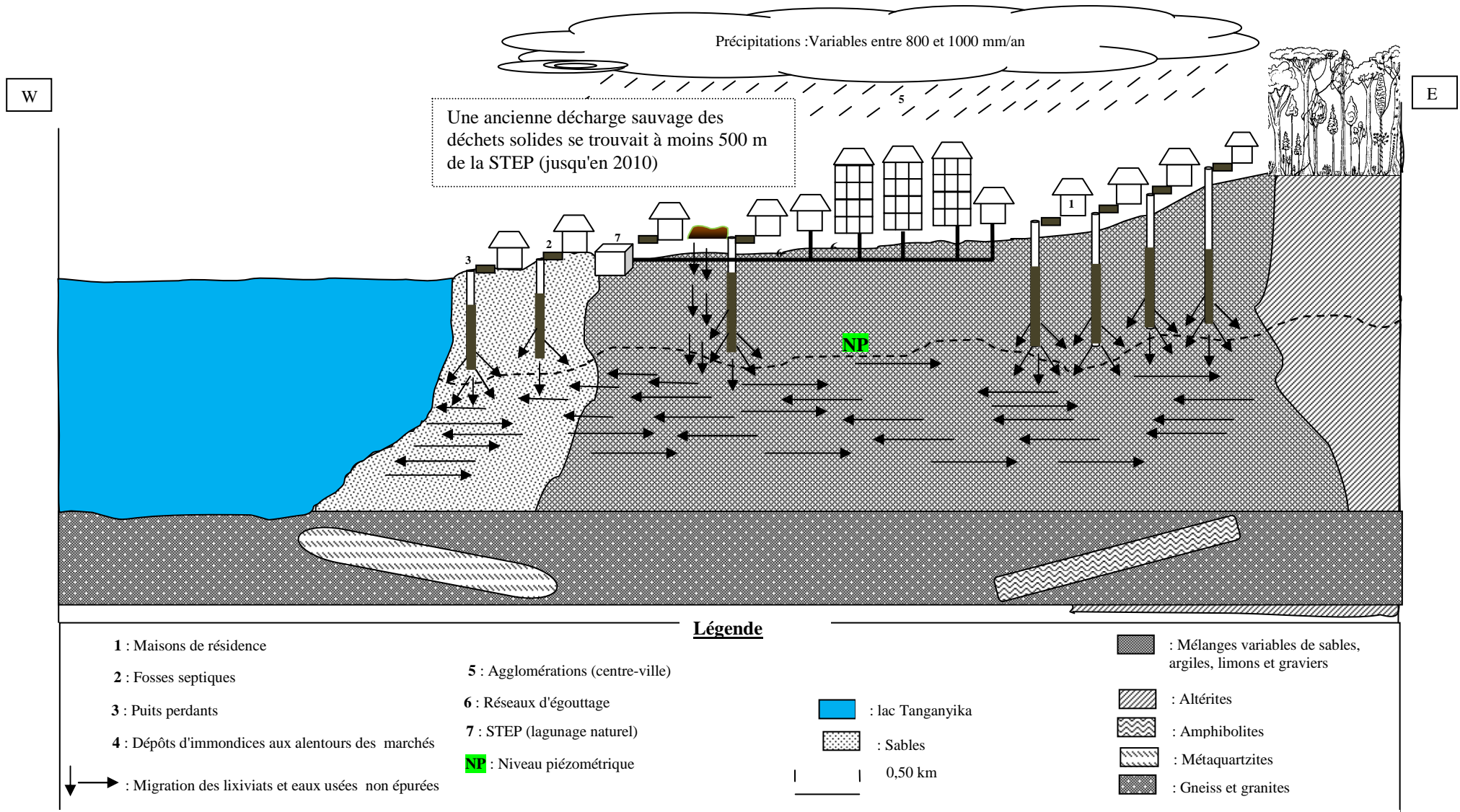


Figure I.3: Coupe schématique de la ville de Bujumbura (dans le sens de largeur) résumant l'impact d'une gestion non contrôlée des déchets sur le lac Tanganyika

Sur treize communes qui constituent la ville de Bujumbura, seules cinq (5), (Ngagara, Buyenzi, Bwiza, Nyakabiga et Rohero) sont partiellement raccordées à une station d'épuration d'eaux usées (STEP) de type lagunage naturel située à environ deux kilomètres du lac Tanganyika. Cette station d'épuration a été dimensionnée pour traiter un débit journalier maximal de 40000m³/j (Niyongabo, 2006) et sa construction date de 1994. Le projet avait été réalisé dans le but de collecter et traiter toutes les eaux usées générées dans le périmètre délimité par les traits en discontinus rouge (Niyongabo, 2006), (voir Figure I.2). Bien que ce projet d'épuration était salubre pour la ville de Bujumbura, les ménages et industries qui étaient ciblés n'ont malheureusement pas été tous connectés au réseau d'égout et comme conséquence, la STEP est actuellement sous-exploitée. Les gestionnaires de cette STEP indiquent qu'elle est exploitée à moins de 50% de sa charge nominale. Ces mêmes gestionnaires précisent en outre que, sauf quelques grandes industries qui sont raccordées à la STEP, la plupart ne sont pas raccordées. Les seules industries raccordées sont: la BRARUDI (c.à.d. une brasserie et limonaderie), l'AfriTextile (c.à.d. une industrie textile), l'AfriTan (c.à.d. une tannerie) et l'abattoir de Bujumbura.

De ce constat, il ressort qu'il y a des quantités énormes d'effluents industriels qui atteignent et polluent le lac Tanganyika. Et, sur base de ce taux d'exploitation de la STEP, il est donc déductible que dans cette zone du projet de la STEP, un nombre non négligeable de ménages se servent de l'assainissement non collectif pour gérer leurs eaux usées. Là aussi, suite à un manque de sensibilisation d'une part et à un manque de prise de conscience d'autre part, d'énormes manquements sont observables, notamment dans les quartiers de bas et moyen standing. C'est le cas de certains ménages qui laissent couler dans les caniveaux ou rues, les eaux grises en provenance des douches et/ou des cuisines. Celles provenant de lavage de linge sont d'ailleurs pour la plupart des habitants de la ville de Bujumbura, même ceux des quartiers de haut standing , déversées dans les caniveaux d'évacuation d'eaux pluviales. En réalité, à défaut d'être traitées dans une STEP, toutes les eaux domestiques devraient être prétraitées dans une fosse septique, puis subir la finition de traitement à l'aide d'un dispositif approprié (voir section I.3). Malheureusement à Bujumbura, les effluents de sortie des fosses septiques (FS) sont envoyés dans des puits perdants. Dans leur imagination, les utilisateurs de ces puits perdants pensent qu'ils servent de traitement des effluents de sortie des FS, mais la littérature montre qu'ils ne sont pas adaptés (Edeline, 1997). Par ailleurs, lorsque les fosses septiques sont remplies, des sociétés privées de vidange ou les Services Techniques Municipaux (SETEMU) sont sollicités pour les vidanger et les transporter à la STEP où elles sont co-

traitées avec les eaux usées. Les frais de vidange sont fonction de la distance qui sépare la STEP et l'habitation qui souhaite le service. Ces frais varient selon les sociétés qui offrent ce service (entre 13880 et 15000 franc burundais), (soit 6,94 et 7,5 euros) par m³ et pour une distance égale à huit (8) kilomètres. Au delà de cette distance, il s'agit d'une règle de trois qui s'applique. Comme les Services Techniques Municipaux sont les gestionnaires directs de cette STEP, ils ne payent rien par rapport aux gadoues apportées à la STEP mais quant aux sociétés privées de vidange, un tarif de 1600 francs burundais (soit 0,80 euro) par m³ de gadoues apportées, est appliqué. A court terme, cette pratique de gestion de boues de vidange ne pose pas des problèmes (vu que la STEP est sous-exploitée). Néanmoins, une question fondamentale se pose si une projection est faite à long terme: " la STEP continuera-t-elle à accueillir indéfiniment ces gadoues, vu que c'est l'assainissement non collectif (ANC) qui est très largement exploité et que la STEP a été dimensionnée pour une capacité bien définie ?" Une réponse à cette interrogation sera apportée dans le chapitre VIII de cette thèse qui met en évidence le traitement-valorisation des gadoues des fosses septiques.

L'assainissement dans la ville de Bujumbura devient complexe face à la production des déchets solides. Constatant d'ailleurs que la population de la ville de Bujumbura ne cesse de croître chaque année, de même que ses besoins, il apparaît que la production de déchets prend une allure de plus en plus inquiétante. Actuellement, Bujumbura compte neuf marchés publics répartis du nord au sud: Kinama, Kamenge, Ngagara, Jabe, Buyenzi I (communément connu sous le nom de "Ruvumera"), Buyenzi II ("dit chez Syoni"), Marché central [qui est actuellement dans les procédures de déménagement vers un autre site ("dit chez COTEBU") suite à un incendie qui l'a ravagé en janvier 2013], Kinindo et Kanyosha. Ces marchés génèrent des quantités énormes de déchets solides par jour mais malheureusement des données chiffrées manquent. Pourtant, de telles données quantitatives ainsi que celles qualitatives (caractéristiques physicochimiques) sont nécessaires, notamment quand on a besoin de s'intéresser à leur traitement-valorisation. Jusqu'en 2009, une décharge sauvage de Buterere située à proximité de la STEP était fonctionnelle pour accueillir ces déchets solides. Cependant, une distance de moins d'un kilomètre seulement sépare cette décharge du lac Tanganyika et il convient de préciser également que la rivière Kinyankonge passe juste à côté de cette décharge. De cela, on sous-entend que le risque de contamination des eaux du lac Tanganyika par le lixiviat (c.à.d. le jus qui sort de ces déchets) est élevé. Depuis 2010, le Ministère de l'Eau, de l'Environnement, de l'Aménagement du Territoire et de l'Urbanisme a donc décidé de fermer cette décharge sauvage de Buterere et d'ouvrir une nouvelle (toujours

sauvage) à Mubone, située à plus ou moins 2 km de la périphérie Ouest de la commune Kinama. Néanmoins, il est sous-entendu que la solution n'est malheureusement pas trouvée du fait que la gestion est toujours non contrôlée et que les nuisances y associées ne sont pas maîtrisées.

Le ramassage et le transport de ces déchets vers cette décharge sauvage sont assurés par une société privée et les Services Techniques Municipaux (SETEMU). Cependant, du fait que ces structures ne sont pas dotées du matériel en nombre suffisant (c.à.d. les camions poubelles ou bennes à ordures ménagères), à peine le marché central (avant l'incendie du janvier 2013) était tant bien que mal desservi. Les autres marchés ne sont desservis que seulement deux à trois jours par semaine et comme conséquence, des immondices de toutes sortes sont observables aux alentours de ces marchés. Ces déchets constituent des sources de nourriture pour différentes espèces de microorganismes et sont à l'origine des maladies liées à un manque d'assainissement adéquat (par exemples, la malaria, la fièvre typhoïde, les infections intestinales, etc.). Elles sont d'ailleurs considérées dans la ville de Bujumbura, parmi les principales causes de mortalité générale et de morbidité infantile. Ce mode de gestion non contrôlé des déchets (tant liquides que solides) mérite d'être repensé. En outre, suivant toujours ce mode de gestion non contrôlé, les déchets solides contribuent énormément à la contamination des eaux souterraines et du lac Tanganyika par la migration des polluants que renferme le lixiviat (voir Figure I.3).

Au niveau de la gestion des déchets solides ménagers à Bujumbura, l'étude menée par Mizero et Ndikumana (2012) montre qu'un habitant de la ville de Bujumbura produit 0,6 kg déchets par jour. Cette valeur est toutefois de loin supérieure à 0,381 kg/hab./j. trouvée par Ndayikeza (2012) pour la commune de Kinama. En ayant recours à ces données (0,381 kg/hab./j. et 0,6 kg/hab./j.) et à l'effectif de la population urbaine (624800 habitants), l'estimation des déchets solides ménagers à Bujumbura donne une production qui varie entre 238 et 374,88 tonnes par jour soit 86870 et 136831 tonnes par an. D'après Ndayikeza (2012), la fraction organique fermentescible des déchets solides ménagers produits dans la ville de Bujumbura représente 80,80%. Ces données montrent donc que si rien n'est fait au niveau de leur gestion, les risques de contaminations du lac Tanganyika sont élevés et les conséquences seront fâcheuses à long termes. La fraction organique fermentescible étant importante, leur traitement-valorisation est donc faisable. Et, par rapport au ramassage et transport de ces déchets ménagers vers la décharge sauvage, une vingtaine d'associations volontaires œuvrent dans tous les quartiers de

la ville de Bujumbura (Niyonkuru, 2013). Malheureusement, dans les quartiers de bas standing, très peu de ménages s'abonnent à ces structures de ramassage de déchets. Pourtant, d'après les informations recueillies sur terrain, les frais d'abonnement mensuel ne sont pas très élevés. Ils varient actuellement selon le niveau de standing des quartiers entre 6000 et 15000 franc burundais (soit 3 et 7,5 euros). Dans ces quartiers de bas standing, les déchets sont jetés à tort et à travers, clandestinement dans les coins des rues et en général la nuit.

Cette mise en évidence des quantités des déchets générés à Bujumbura, de leur mode de gestion actuel et leur impact sur le lac Tanganyika, soulève quelques questions essentielles:

- Qu'advient-il à long terme du sort de l'environnement, de la santé de la population et du développement du Burundi, si l'assainissement continue à être géré de la manière actuelle?
- Ne serait-il pas intéressant de mener une étude visant à la maîtrise des processus physiques et biologiques qui ont lieu dans des fosses septiques traitant toutes les eaux usées domestiques de manière à respecter les normes de rejet?
- N'y aurait-il pas un intérêt de valoriser énergétiquement les boues de vidange des fosses septiques (seules) par digestion anaérobie?
- Ne serait-elle pas une bonne piste de faire une investigation sur la valorisation énergétique des déchets solides fermentescibles en co-digestion avec les boues de vidange des fosses septiques?

Les réponses à toutes ces interrogations seront apportées tout au long de cette thèse.

I.3 Fonctionnement, performances et éléments épurateurs d'effluents de sortie des fosses septiques

Selon Philip *et al.* (2008b), une fosse septique (FS) assure deux fonctions essentielles:

- ✓ La rétention des matières solides grâce aux phénomènes hydrauliques de décantation et de flottation;
- ✓ L'hydrolyse (solubilisation), la fermentation acide et la méthanisation (gazéification) des boues produites du fait de la rétention de matières solides.

Ces deux fonctions représentent respectivement les processus physicochimiques et les processus biochimiques. La Figure I.4 illustre le fonctionnement d'une fosse septique et celle I.5 montre les interactions des processus physicochimiques et biochimiques.

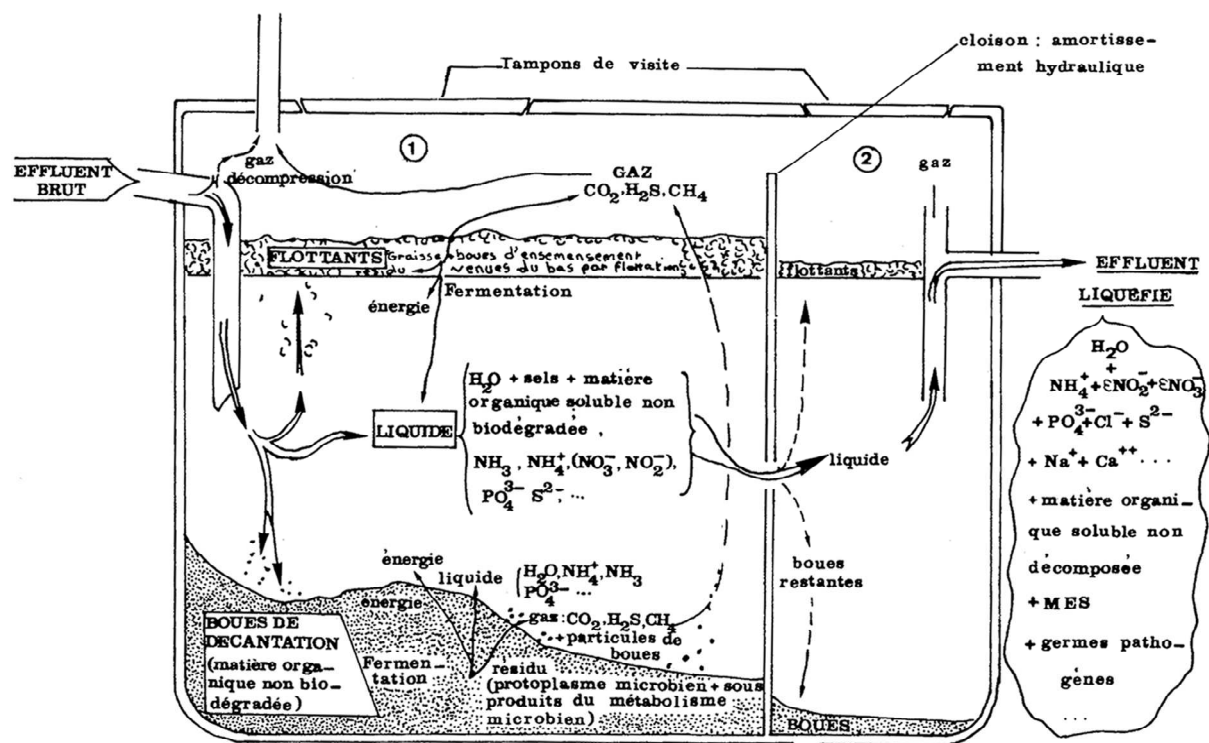


Figure I.4: Illustration de fonctionnement d'une fosse septique où les processus physicochimiques et biochimiques sont mis en évidence (Vasel, 1992)

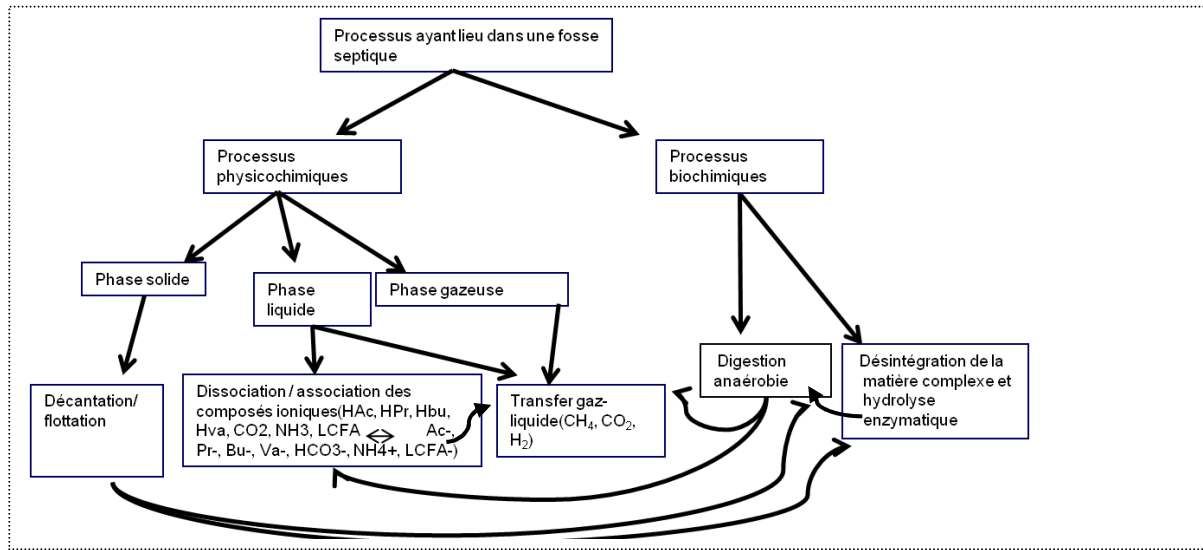


Figure 1.5: Interaction des processus physicochimiques et biochimiques dans une fosse septique

Lorsque les flux des polluants entrent dans la fosse septique, les matières en suspension (MES) plus denses que l'eau se déposent au fond par le phénomène de décantation et forment des boues. Les MES les moins denses que l'eau par contre (généralement les huiles et les graisses), s'accumulent en surface par le phénomène de flottation pour former la croûte ou l'écume ou encore "chapeau de digestion" (Alexandre *et al.*, 1998). La deuxième fonction de la fosse septique joue également un rôle très important, en ce sens qu'un simple stockage des matières conduirait à des fréquences de vidange excessives (Agence de Bassin Loire-Bretagne, 1980). Grâce aux processus biochimiques (dont les détails sont développés au chapitre IV), les flux de substrats retenus dans la fosse septique se décomposent progressivement suivant les étapes du processus, ce qui réduit considérablement le volume de boues et qui permet donc à la fosse septique de fonctionner pendant trois à quatre années sans vidange (si évidemment elle est bien dimensionnée), (Philip *et al.*, 1993). En d'autres termes, cette deuxième fonction a lieu grâce à une multivariété de microorganismes qui se relayent suivant les étapes du processus. Et, lors de la digestion des boues de décantation, les bulles de gaz formées entraînent dans leur ascension des particules de boues qui ensemencent en permanence le chapeau de digestion (Agence de Bassin Loire-Bretagne, 1980). Ce dernier se décompose ainsi lentement et se liquéfie progressivement. Une nouvelle fosse septique exige par ailleurs un long temps de séjour des boues pour que la méthanisation s'installe (Alexandre *et al.*, 1998). D'après Philip *et al.* (1994), une fosse septique ne trouve son équilibre de fonctionnement biologique qu'après environ 2 ans de fonctionnement, raison pour laquelle sa vidange n'est conseillée qu'après au moins deux ans sinon elle n'atteint jamais son équilibre

biologique. Et, lors de la vidange, il est conseillé d'y laisser environ 20% de boues qui permet l'ensemencement (Vasel, 1992). En Europe, une vidange après 4 ans ou 5 ans est considérée comme une situation idéale pour permettre à l'installation d'atteindre convenablement son équilibre biologique (Philip *et al.*, 2008a). Cela signifie que plus les intervalles de vidange sont grands, plus les boues sont digérées. Respecter cet intervalle de temps de vidange exige donc d'être conséquent au niveau de la conception et du dimensionnement de la fosse septique.

L'effluent de sortie de fosse septique n'étant pas bien épuré pour être rejeté directement dans le milieu récepteur, il est obligatoire de le soumettre à une épuration ultérieure. Celle-ci est effectuée au moyen d'autres systèmes d'assainissement individuel, tels que le lit filtrant drainé/ou non à flux vertical sur un massif de sable, lit filtrant drainé/ou non à flux vertical sur un massif de zéolithe, lit filtrant horizontal drainé, terre d'infiltration, tranchée d'épandage, lit bactérien percolateur, microstations (lorsque le nombre d'habitants raccordés devient élevé, disons > 50 EH),(Vasel, 1992; Edeline, 1997; Corea, 2001; Philip *et al.*, 2008b; Bouteldja, 2009). Lorsque ces systèmes sont dimensionnés selon les normes, ils présentent globalement des bons rendements épuratoires sur le carbone, l'azote, le phosphore et l'abattement bactériologique (Philip *et al.*, 2008b). Du fait que ces systèmes ont été examinés dans d'autres études (Vasel, 1992; Edeline, 1997; Corea, 2001; Philip *et al.*, 2008b; Bouteldja, 2009), ils n'ont pas été décrits dans le corps de texte de cette thèse mais quelques informations y relatives sont fournies en **Annexe I.1**. Et, afin de bien comprendre cette obligation de traitement de l'effluent de sortie des fosses septiques, le tableau I.1 ci-dessous présente les performances de fonctionnement des fosses septiques.

Tableau I.1: Comparaison des rendements épuratoires des fosses septiques selon les auteurs

Auteur	Paramètre	Rendement épuratoire
Philip <i>et al.</i> (2008b)	DCO	40 à 60%
	DBO	40 à 60%
	MES	70 à 90%
	N _{tot.}	≈ 10%
	P _{tot.}	45%
Alexandre <i>et al.</i> (1998)	DCO	30%
	DBO	30%
	MES	50%
Agence de Bassin Loire-Bretagne (1980)	DCO	47,1%
	DBO	50,5%
	MES	66,4%

Ces rendements sont d'ailleurs valables pour des fosses septiques qui sont dimensionnées suivant les normes de l'assainissement non collectif (Philip *et al.*, 2008a). Par contre, des rendements plus faibles peuvent être observés si les règles de dimensionnement ne sont pas respectées. Par ailleurs, la fosse septique n'a aucun effet sensible sur la charge microbienne de l'effluent, ce qui fait que les coliformes fécaux et entérocoques sont respectivement de l'ordre de 10^6 - 10^8 et 10^4 - 10^5 par 100 ml d'effluent de sortie (Henze *et al.*, 2002; Philip *et al.*, 2008b). Ces données nous renseignent sur la qualité des effluents de sortie des fosses septiques, qui méritent d'être traités pour protéger la santé de la population et l'environnement.

I.4 Dimensionnement des fosses septiques

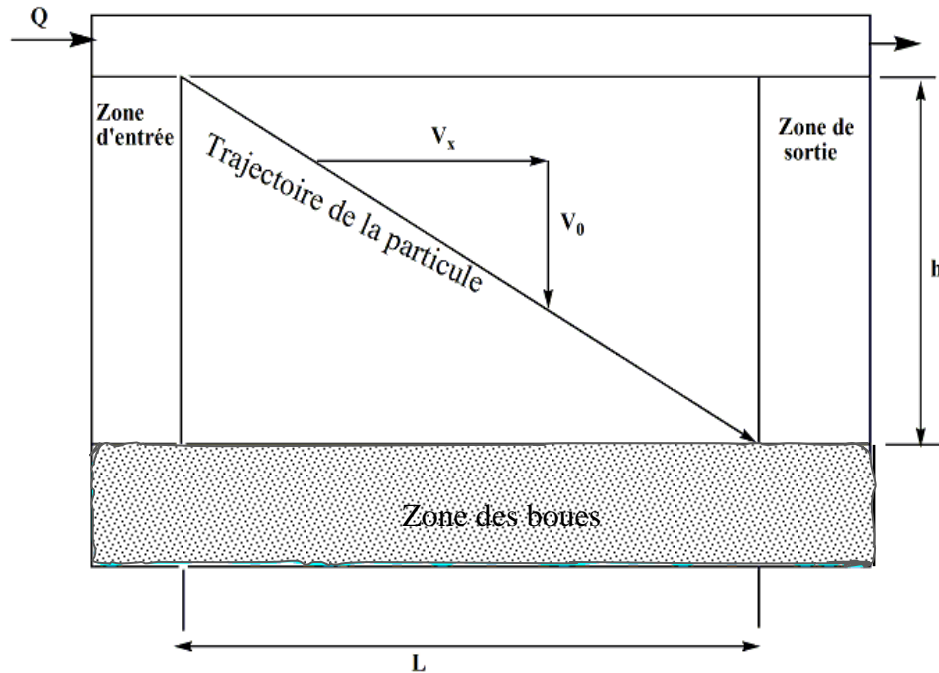
I.4.1 Principes et théories de dimensionnement des fosses septiques

L'objectif principal de la conception et du dimensionnement d'une fosse septique est de lui permettre d'assurer ses deux fonctions essentielles expliquées auparavant. Un temps de rétention hydraulique permettant à la fosse septique de retenir toutes les particules en suspension doit être considéré. D'après la revue de littérature, ce temps de rétention hydraulique (TRH) varie de deux à quatre jours (Gray, 1995; Diak *et al.*, 2012; Nasr & Mikhaeil, 2013) et cela dépend de la manière dont les fosses septiques sont conçues et dimensionnées. Et vu que la surface utile de décantation et le temps de rétention hydraulique sont liés, la surface utile de décantation correspond mieux aux critères de dimensionnement.

D'après Philip *et al.* (2008b), une fosse septique peut être conçue et dimensionnée comme un décanteur. Dans de tel cas, les principaux éléments de dimensionnement reposent sur la

théorie de décantation des particules discrètes (dont la vitesse de chute est indépendante de la concentration en solides), selon les lois de Newton et de Stokes.

S'inspirant à cet effet d'un décanteur idéal de HAZEN (Edeline, 1992), (Figure I.6), on considère que la particule à retenir a une vitesse de chute v_0 et qu'elle doit parcourir la hauteur h (voir Figure I.6) avant l'écoulement du temps t au bout duquel elle ressortirait du décanteur.



Q = débit d'entrée h = hauteur d'eaux usées dans le décanteur L = longueur utile

v_0 = vitesse de chute de la particule à retenir V_x = vitesse d'écoulement d'eaux usées

Figure I.6: Schéma d'un décanteur idéal de HAZEN (Edeline, 1992)

Si on considère L , l et h les dimensions du décanteur, la particule à retenir dans le décanteur doit satisfaire la condition suivante (Eq.I.1):

$$V_0 > h/t \quad (I.1).$$

t (temps de séjour hydraulique dans le décanteur) étant défini par le rapport entre la distance horizontale L et la vitesse d'écoulement de l'effluent V_x de la manière suivante:

$$t = L/V_x \quad (I.2).$$

Or, la vitesse d'écoulement de l'effluent V_x est donnée par l'équation (Eq.I.3) ci-dessous.

$$V_x = Q/hl \quad (I.3)$$

avec l désignant la largeur utile du décanteur.

En introduisant l'équation (Eq.I.3) dans l'équation (Eq.I.2), on obtient une nouvelle équation (Eq.I.4).

$$t = Lh/Q \quad (I.4).$$

Introduisant ensuite l'équation (Eq.I.4) dans l'équation (Eq.I.1), on aboutit à l'équation (Eq.I.5) qui met en évidence l'importance de la surface utile de décantation (" S_u ").

$$V_0 > Q/Ll \text{ ou } V_0 > Q/S_u \quad (I.5).$$

Le rapport Q/S_u porte le nom de vitesse ascensionnelle (V_a) ou vitesse de HAZEN (Edeline, 1992).

Il ressort de cette formule traduite par l'équation (Eq.I.5) que toutes les particules dont la vitesse de chute V_0 est supérieure à V_a seront retenues. La formule montre également que lorsque la surface utile de décantation augmente, la vitesse ascensionnelle V_a diminue et la quantité des particules retenues augmente. Ainsi, une fosse septique ayant une grande surface utile de décantation (fosse septique horizontale) est plus performante que celle dont l'aire de la section horizontale est plus petite (fosse septique verticale), même si le volume est identique.

S'appuyant sur la revue de la littérature (British Standards Institution, 1972; Pike *et al.*, 1981; Franceys *et al.*, 1995; Gray, 1995; Corea, 2001; Hettiarachchi & Hettiarachchi, 2006; Philip *et al.*, 2008b) et du schéma présenté à la Figure I.4, les critères de dimensionnement des fosses septiques sont énumérés ci-dessous:

- ✓ **la pollution organique reçue (P_{OR})**. Il s'agit de la quantité de pollution engendrée par le nombre d'habitants (Um) utilisant la fosse septique. Cette pollution organique est fonction du taux d'accumulation de boues. D'après Philip *et al.* (2008b), les taux d'accumulation des boues dans une fosse septique évoluent avec le temps (de $0,35l.hab.^{-1}.j^{-1}$ après six mois à environ $0,22l.hab.^{-1}.j^{-1}$ jusqu'à trois ans). La valeur de $0,2$ l par jour et par habitant, est donc selon ces auteurs, idéale pour le dimensionnement de ce type de dispositifs. Lorsque la fosse septique est conçue pour desservir une famille de cinq habitants par exemple ($Um = 5$), la pollution organique reçue (P_{OR}) en une année est donnée par l'équation (Eq.I.6) suivante:

$$P_{OR} \text{ (en m}^3\text{/an)} = 0,0002 * Um * 365 \quad (I.6)$$

Dans le contexte un peu particulier de la ville de Bujumbura, les travaux de ménage sont généralement assurés par deux personnes permanentes engagées à cet effet. Et, si on considère qu'une plus petite famille est composée par au moins trois membres de la famille, on sous-entend qu'une fosse septique destinée à desservir cinq habitants peut être considérée comme la plus petite possible à concevoir.

- ✓ **la capacité de stockage des boues (V_b).** Cette capacité de stockage des boues dans une fosse septique dépend de deux éléments, à savoir: la pollution organique reçue (P_{OR}) et l'intervalle prévu entre deux vidanges (i_p), (exprimé en année). En d'autres termes, cette capacité de stockage des boues est définie par l'équation (Eq. I.7) suivante:

$$V_b \text{ (en m}^3\text{)} = 0,0002 * U_m * 365 * i_p \quad (\text{I.7})$$

Dans le contexte de la ville de Bujumbura, cet intervalle i_p est fixé à 4 ans (période après laquelle les boues sont supposées suffisamment digérées).

- ✓ **le débit de pointe journalier(Q_p).** On doit vérifier que la population maximale ne génère pas un débit de pointe non admissible par la fosse. Ce débit de pointe journalier (Q_p) défini par l'équation (Eq.I.8) doit toujours être inférieur au volume utile de décantation pour qu'il n'y ait pas des MES qui s'échappent de la fosse septique.

$$Q_p \text{ (l/s)} = Q_{24} \left(1,5 + \frac{2,5}{\sqrt{Q_{24} \text{ (l/s)}}} \right) \quad (\text{I.8})$$

avec débit journalier (exprimé en l/s)

Il sera montré par la suite que la vidange des boues doit être effectuée lorsqu'elles occupent 50% de la fosse septique. A ce moment, le volume de stockage des boues (V_b) est égal à celui utile pour la décantation et il correspond à la moitié du volume total utile de la fosse septique.

- ✓ **le volume utile de la fosse septique ($V_{U/FS}$).** Ce volume comprend celui occupé par le liquide et par les boues. Il se définit donc comme une fonction qui dépend de la capacité de stockage des boues (V_b), du taux d'occupation des boues (c.à.d. 50%) au moment de la vidange et de l'intervalle de temps entre deux vidanges (i_p). Ce volume

utile de la fosse septique ($V_{U/FS}$) est donc mathématiquement défini par l'équation (Eq.I.9) suivante:

$$V_{U/FS} \text{ (en m}^3\text{)} = 0,0002 * U * m * 365 * i_p * 2 \quad (I.9)$$

Nous en déduisons que la plus petite fosse septique qu'il convient de concevoir et dimensionner correspond à $V_{U/FS}$ (en m^3) égal à $3 m^3$.

- ✓ **la surface utile de décantation (S_u), (en m^2)**. Cette surface dépend quant à elle, du volume utile de la fosse septique ($V_{U/FS}$) et de la profondeur utile (H_U). Elle est par conséquent définie par l'équation (Eq.I.10) suivante:

$$S_u = \frac{V_{U/FS}}{H_U} \quad (I.10)$$

La revue de la littérature consultée (British Standards Institution, 1972; Corea, 2001) montre que la profondeur utile minimale (H_U) doit être d'un mètre. Etant donné que dans une fosse septique (FS) l'aire de la section horizontale la plus grande améliore la décantation des particules, le recours à cette profondeur utile minimale (un mètre), tout en gardant le $V_{U/FS}$ tel que défini auparavant, conduit à un dimensionnement des FS plus performantes. Dans ces conditions, la FS qui est considérée comme la plus petite ($V_{U/FS} = 3 m^3$) aurait pour S_u de $3 m^2$.

Sachant que dans les quartiers de bas et moyen standing de la ville de Bujumbura, l'espace non occupé par la/les maison(s) est petit (donc un facteur limitant), ce premier chapitre va proposer quelques exemples de dimensionnement qui tiennent compte de la variabilité de la profondeur utile la fosse septique, en plus des autres critères de dimensionnement.

L'équation (Eq.I.10) montre par ailleurs que pour un même volume utile de la fosse septique ($V_{U/FS}$), la fosse la plus performante est celle qui a la plus grande surface utile de décantation (S_u) et donc le minimum de profondeur utile ($H_U = 1m$).

- ✓ **le ratio "longueur utile (L) : largeur utile (l)".** Les ratios les plus utilisés selon la revue de la littérature (Corea, 2001) varient de 2:1 à 4:1. Et, ayant remarqué que l'espace dans une parcelle à Bujumbura est généralement géré de manière rigoureuse, nous proposons le ratio 2:1 qui est en réalité le plus économique.
- ✓ **le ratio volumique 1^{er}: 2^{ème} compartiment de la fosse septique.** Le ratio recommandé est de 2:1 (Franceys *et al.*, 1995). Afin de respecter ce ratio, il suffit

d'attribuer au premier et au deuxième compartiment, respectivement la longueur utile égale à 2/3 et 1/3 de la longueur totale utile de la fosse septique.

- ✓ **la différence de niveau utile entre l'entrée et la sortie.** Cette différence de niveau a pour rôle principal de favoriser la rétention des particules moins denses que l'eau (graisses et huiles) par le phénomène de flottation. Une différence de niveau d'au moins 10 cm est donc recommandée (Corea, 2001). Une cloison d'amortissement hydraulique séparant deux compartiments de la fosse septique est également nécessaire pour réduire au maximum les MES qui sortiraient de la fosse avec l'effluent. La liaison des deux compartiments doit se trouver légèrement au dessus de la mi-hauteur utile pour minimiser les MES dans le deuxième compartiment. Dans ce même sens, un tuyau en T, placé en sortie de la fosse septique (voir Figure I.4) permet de minimiser davantage les MES qui quitteraient ce dispositif avec l'effluent de sortie. Ce tuyau en T doit plonger d'environ 40 cm sous le niveau d'eau (Van Haandel *et al.*, 2006).
- ✓ **l'espace au dessus du plan d'eau.** L'espace d'environ 30 cm (British Standards Institution, 1972; Corea, 2001) est nécessaire pour contenir les gaz résultant de la digestion anaérobie. Une ventilation conduisant ces gaz au dessus du toit de la maison où ils se diluent sans gêner est nécessaire. Pour ce faire, il convient de placer sur la fosse septique un tuyau qui permet à ces gaz de s'échapper vers l'atmosphère. Et, afin d'éviter que ces gaz ne reviennent dans la maison via les canalisations, il faut que: (i) tous les appareils reliés à la fosse septique (lavabos, éviers, baignoires, etc.) soient munis de siphons de raccordement et que ces siphons soient toujours remplis d'eau; et (ii) l'arrivée des eaux usées dans la fosse septique soit assurée par un déflecteur plongeant d'environ 40 cm sous le niveau d'eau. Ce déflecteur doit être installé en respectant une pente de 2 à 4% (Van Haandel *et al.*, 2006).
- ✓ **le volume total de la fosse septique ($V_{T/FS}$).** Ce volume total comprend le volume utile de la fosse septique ($V_{U/FS}$) et celui du dessus du plan d'eau. Il est donc défini par l'équation (Eq.I.11) suivante:

$$V_{T/FS} \text{ (en m}^3\text{)} = V_{U/FS} + (0,4 * L * l) \quad (\text{I.11})$$

avec 0,4 représentant la hauteur (en m) au dessus du plan d'eau dans la FS

- ✓ **la profondeur totale de la fosse septique (H_T).** Cette profondeur comprend la profondeur utile de la fosse septique (H_U) et la hauteur (en m) du dessus du plan d'eau dans la fosse septique. Elle est donc définie par l'équation (Eq.I.12) suivante:

$$H_T \text{ (en m)} = H_U + 0,4 \quad (\text{I.12})$$

- ✓ **la hauteur du tuyau de ventilation de la fosse septique.** Cette hauteur doit dépasser le toit de la maison pour entraîner les gaz à se diluer dans l'atmosphère sans gêner (Franceys *et al.*, 1995).
- ✓ **les tampons (ou regards) de visite des deux compartiments.** Ces tampons doivent rester accessibles et ouvrables pour les opérations de vidange.
- ✓ **le tampon (ou regard) de visite placé au niveau du rejet de l'effluent de sortie de la fosse septique vers l'élément épurateur final.** Ce regard doit également être accessible et ouvrable pour non seulement la maintenance et l'entretien mais aussi pour faciliter des relevés d'échantillons à des fins de contrôle (en cas de besoin).

I.4.2 Scénarii de dimensionnement des fosses septiques

Les scénarii de dimensionnement présentés ici, tiennent compte des principes et théories décrits dans la section précédente (I.4.1). Pour un même nombre d'habitants, nous respectons un même volume utile de la fosse septique ($V_{U/FS}$), un même intervalle de temps entre deux vidanges (i_p), mais nous considérons que la profondeur utile (H_U) peut varier. Par ailleurs, il convient de noter que la variation de H_U (tout en gardant le $V_{U/FS}$ et les principes et théories énoncés auparavant), entraînent la variation de la surface utile de décantation (S_u), la longueur utile de la fosse septique (L), la largeur utile de la fosse septique (l), la longueur utile du 1^{er} compartiment de la fosse septique (L_1), la longueur utile du 2^{ème} compartiment de la fosse septique (L_2), la profondeur totale (H_T) et par conséquent le volume total de la fosse septique ($V_{T/FS}$).

Les tableaux (I.2 à I.5) présentent les différents scénarii de dimensionnement. Ces scénarii ont été choisis en fonction de la profondeur utile de la fosse septique (1 m, 1,2 m, 1,5 m et 1,8 m) et l'étude a constaté via l'équation (Eq.I.10) que cette profondeur influence de manière directe, la surface utile de décantation (S_u).

Tableau I.2: Premier scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1 m

Nombre d'habitants	$V_{T/FS}$ (m^3)	$V_{U/FS}$ (m^3)	S_u (m^2)	H_U (m)	H_T (m)	L (m)	l (m)	L_1 (m)	L_2 (m)	i_p (années)
La plus petite FS à concevoir (5 habitants)	4	3	3	1,00	1,40	2,43	1,20	1,6	0,8	4
6	4,91	3,50	3,50	1,00	1,40	2,65	1,32	1,8	0,9	4
7	5,72	4,09	4,09	1,00	1,40	2,86	1,43	1,9	1,0	4
8	6,54	4,67	4,67	1,00	1,40	3,07	1,52	2,0	1,0	4
9	7,36	5,26	5,26	1,00	1,40	3,24	1,62	2,2	1,1	4
10	8,18	5,84	5,84	1,00	1,40	3,42	1,71	2,3	1,1	4
11	8,99	6,42	6,42	1,00	1,40	3,59	1,79	2,4	1,2	4
12	9,81	7,01	7,01	1,00	1,40	3,75	1,87	2,5	1,2	4
13	10,63	7,59	7,59	1,00	1,40	3,91	1,94	2,6	1,3	4
14	11,45	8,18	8,18	1,00	1,40	4,05	2,02	2,7	1,3	4
15	12,26	8,76	8,76	1,00	1,40	4,19	2,09	2,8	1,4	4

Tableau I.3: Deuxième scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1,2 m

Nombre d'habitants	$V_{T/FS}$ (m^3)	$V_{U/FS}$ (m^3)	S_u (m^2)	H_U (m)	H_T (m)	L (m)	l (m)	L_1 (m)	L_2 (m)	i_p (années)
La plus petite FS à concevoir (5 habitants)	4	3	2,5	1,20	1,60	2,21	1,10	1,5	0,7	4
6	4,67	3,50	2,92	1,20	1,60	2,43	1,20	1,6	0,8	4
7	5,45	4,09	3,41	1,20	1,60	2,62	1,30	1,7	0,9	4
8	6,23	4,67	3,89	1,20	1,60	2,80	1,39	1,9	0,9	4
9	7,01	5,26	4,38	1,20	1,60	2,96	1,48	2,0	1,0	4
10	7,79	5,84	4,87	1,20	1,60	3,12	1,56	2,1	1,0	4
11	8,57	6,42	5,35	1,20	1,60	3,28	1,63	2,2	1,1	4
12	9,34	7,01	5,84	1,20	1,60	3,42	1,71	2,3	1,1	4
13	10,12	7,59	6,33	1,20	1,60	3,57	1,77	2,4	1,2	4
14	10,90	8,18	6,81	1,20	1,60	3,70	1,84	2,5	1,2	4
15	11,68	8,76	7,30	1,20	1,60	3,84	1,90	2,6	1,3	4

Tableau I.4: Troisième scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1,5 m

Nombre d'habitants	$V_{T/FS}$ (m^3)	$V_{U/FS}$ (m^3)	S_u (m^2)	H_U (m)	H_T (m)	L (m)	l (m)	L_1 (m)	L_2 (m)	i_p (années)
La plus petite FS à concevoir (5 habitants)	3,78	3	2	1,50	1,90	1,99	0,98	1,3	0,7	4
6	4,44	3,50	2,34	1,50	1,90	2,16	1,08	1,4	0,7	4
7	5,18	4,09	2,73	1,50	1,90	2,35	1,16	1,6	0,8	4
8	5,92	4,67	3,11	1,50	1,90	2,51	1,24	1,7	0,8	4
9	6,66	5,26	3,50	1,50	1,90	2,65	1,32	1,8	0,9	4
10	7,40	5,84	3,89	1,50	1,90	2,80	1,39	1,9	0,9	4
11	8,14	6,42	4,28	1,50	1,90	2,93	1,46	2,0	1,0	4
12	8,88	7,01	4,67	1,50	1,90	3,07	1,52	2,0	1,0	4
13	9,62	7,59	5,06	1,50	1,90	3,18	1,59	2,1	1,1	4
14	10,36	8,18	5,45	1,50	1,90	3,30	1,65	2,2	1,1	4
15	11,10	8,76	5,84	1,50	1,90	3,42	1,71	2,3	1,1	4

Tableau I.5: Quatrième scénario de dimensionnement des fosses septiques (FS) considérant une profondeur utile (H_U) de la fosse septique égale à 1,8 m

Nombre d'habitants	$V_{T/FS}$ (m^3)	$V_{U/FS}$ (m^3)	S_u (m^2)	H_U (m)	H_T (m)	L (m)	l (m)	L_1 (m)	L_2 (m)	i_p (années)
La plus petite FS à concevoir (5 habitants)	3,57	3	1,7	1,80	2,20	1,80	0,90	1,2	0,6	4
6	4,28	3,50	1,95	1,80	2,20	1,99	0,98	1,3	0,7	4
7	5,00	4,09	2,27	1,80	2,20	2,14	1,06	1,4	0,7	4
8	5,71	4,67	2,60	1,80	2,20	2,28	1,14	1,5	0,8	4
9	6,42	5,26	2,92	1,80	2,20	2,43	1,20	1,6	0,8	4
10	7,14	5,84	3,24	1,80	2,20	2,55	1,27	1,7	0,9	4
11	7,85	6,42	3,57	1,80	2,20	2,68	1,33	1,8	0,9	4
12	8,57	7,01	3,89	1,80	2,20	2,80	1,39	1,9	0,9	4
13	9,28	7,59	4,22	1,80	2,20	2,91	1,45	1,9	1,0	4
14	9,99	8,18	4,54	1,80	2,20	3,03	1,50	2,0	1,0	4
15	10,71	8,76	4,87	1,80	2,20	3,12	1,56	2,1	1,0	4

Sur la base des performances de décantation des fosses septiques, évaluables en fonction de la surface utile de décantation (S_u), il ressort de ces résultats de dimensionnement que les quatre scénarii peuvent être classés comme suit:

1^{er} scénario > 2^{ème} scénario > 3^{ème} scénario > 4^{ème} scénario

Nous pouvons donc conclure partiellement que lorsqu'il n'y a pas de problèmes d'espace dans la parcelle, il est plus conseillé de concevoir et dimensionner les fosses septiques selon le 1^{er} scénario. Au cas contraire, le choix du scénario de dimensionnement dépend de l'espace disponible. Par ailleurs, il convient de tenir compte de cet ordre de classement mis en évidence dans cette étude.

I.5 La biochimie et la microbiologie de la biodégradation anaérobie

Le processus de biodégradation anaérobie de la matière organique se déroule en quatre étapes biochimiques: hydrolyse, acidogénèse, acétogénèse et méthanogénèse. Ces étapes sont réalisées grâce à une population mixte de divers types de bactéries interdépendants. La Figure I.7 ci-dessous présente la synthèse de cette biochimie et microbiologie de la biodégradation anaérobie.

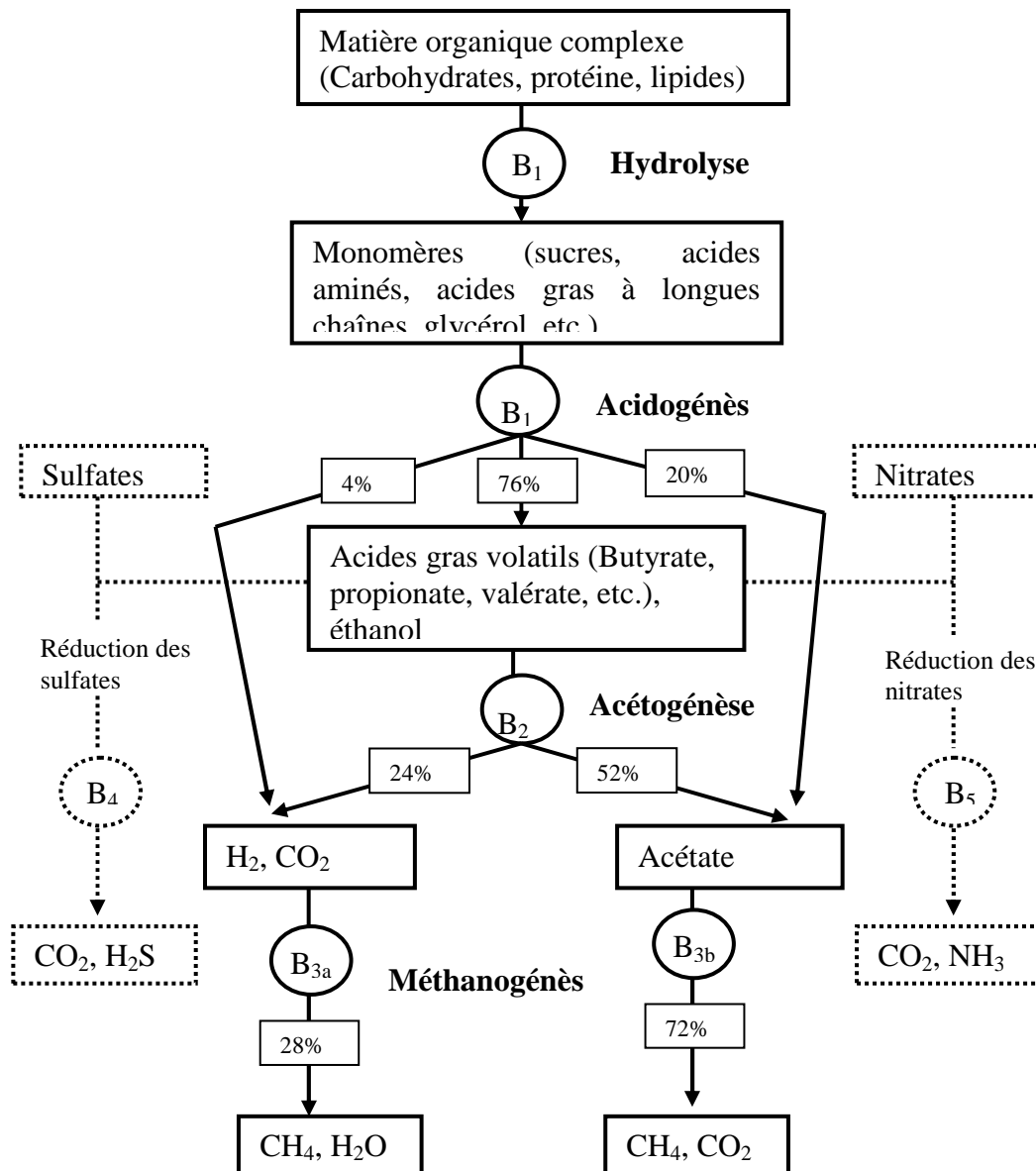


Figure I.7: Voies métaboliques de biodégradation anaérobies (Sources: Paing (2001) et Rouez (2008))

Légende: B₁: Bactéries fermentaires, B₂: Bactéries acétogènes, B_{3a}: *Archaea* méthanogènes hydrogénophiles, B_{3b}: *Archaea* méthanogènes acétoclastes, B₄: Bactéries sulfato-réductrices, B₅: Bactéries dénitrifiantes.

I.5.1 Hydrolyse

Lors de cette étape, les macromolécules organiques sont converties en molécules plus simples (monomères), sous l'action d'exoenzymes hydrolytiques (cellulases, lipases, protéases, etc.). Ces exoenzymes hydrolytiques sont produites par des bactéries fermentaires (Webb, 1984). Il s'agit d'une étape de préparation du substrat pour les bactéries fermentaires lors de la phase d'acidogénèse (Rouez, 2008). Ces monomères libérés lors de l'hydrolyse sont de nature variable et cela dépend du type de substrat engagé en digestion. A titre d'illustration, les lipides libèrent du glycérol et des acides gras à longues chaînes (AGLC),(Vedrenne, 2007) alors que les protéines libèrent des polypeptides et des acides aminés (Ramsay, 1997). La cellulose et les hémicelluloses sont quant à eux hydrolysés en leurs monosaccharides constitutifs (glucose, xylose, fructose, arabinose, etc.),(Lechien, 2009). D'après Noike *et al.* (1985), cette phase d'hydrolyse constitue l'étape la plus lente de la croissance bactérienne anaérobie dans un milieu où le substrat est principalement de la cellulose. Pour Fickers *et al.* (2007), la réaction d'hydrolyse se déroule en deux étapes:

- L'adsorption de l'enzyme à l'interface eau/substrat. Cette adsorption provoque l'activation de l'enzyme par déplacement de l'hélice α amphiphile recouvrant son site actif;
- La formation d'un complexe enzyme/substrat, qui après hydrolyse permet la libération des monomères.

L'hydrolyse est selon Vavilin *et al.* (2007), une étape cinétiquement limitante du processus de méthanisation dans son intégralité. Ces auteurs ont montré à travers la synthèse de la revue de la littérature que les constantes d'hydrolyse varient en fonction de la nature des substrats et de la température de réaction.

I.5.2 Acidogénèse

L'acidogénèse correspond à la conversion intracellulaire des monomères libérés à la précédente étape en composés intermédiaires tels que les acides gras volatils (AGV), le CO₂ et l'H₂. Les bactéries fermentaires impliquées à cette étape sont très nombreuses et variées que cela soit en psychrophilie, mésophilie ou thermophilie (Moletta, 2008). Ces bactéries ont selon Edeline (1997) un taux de croissance relativement élevé, de l'ordre de 1,25 h⁻¹. Cela veut dire que la vitesse de cette étape est très élevée par rapport aux autres étapes.

I.5.3 Acétogénèse

L'acétogénèse correspond à l'étape au cours de laquelle les intermédiaires métaboliques sont transformés en acétate, hydrogène et gaz carbonique. Trois groupes de bactéries interviennent à ce niveau (Moletta, 2008). Il s'agit: (i) des acétogènes productrices obligées d'hydrogène (APOH); (ii) des bactéries homo-acétogènes; et (iii) des bactéries sulfato-réductrices. Selon cet auteur, les APOH convertissent les acides gras à longues chaînes (ou à courtes chaînes) en acétate et hydrogène. Par ailleurs, il convient de retenir que la thermodynamique des réactions catalysées par les APOH est défavorable dans les conditions standards (pH = 7; pression atmosphérique et température de 25°C) car leur enthalpie libre de Gibbs est positive. Ces réactions ne deviennent favorables ($\Delta G'_0 < 0$) qu'à des pressions partielles en H₂ très faibles, de l'ordre de 10⁻⁴ à 10⁻⁶ atm (Edeline, 1997). Cette faible pression partielle est donc assurée par les microorganismes (méthanogènes hydrogénophiles) qui consomment au fur et à mesure l'hydrogène produit en cette étape d'acétogénèse. Ces acétogènes productrices obligées d'hydrogène (APOH) ont un temps de dédoublement long, de l'ordre de 1 à 7,5 jours (Moletta, 2008). Les homo-acétogènes quant à elles sont divisées en deux groupes suivant que l'acétate provient soit d'un substrat carboné (groupe 1) ou de la réduction du CO₂ par H₂ (groupe 2),(Edeline, 1997).

Les bactéries sulfato-réductrices (BSR) qui utilisent le sulfate (SO₄²⁻) comme accepteur terminal d'électrons interviennent également à cette étape d'acétogénèse. Ces BSR trouvent leur source de carbone principalement dans le lactate et l'acétate, ce qui implique une éventuelle compétition avec les *Archaea* méthanogènes (AM) par rapport au substrat acétate (Moletta, 2008). D'après cet auteur, le rapport DCO/SO₄²⁻ constitue un indicateur clé pour évaluer si cette compétition a lieu dans un réacteur anaérobie. La Figure I.8 ci-dessous montre le comportement de ces deux types de bactéries suivant la valeur du rapport DCO/SO₄²⁻.

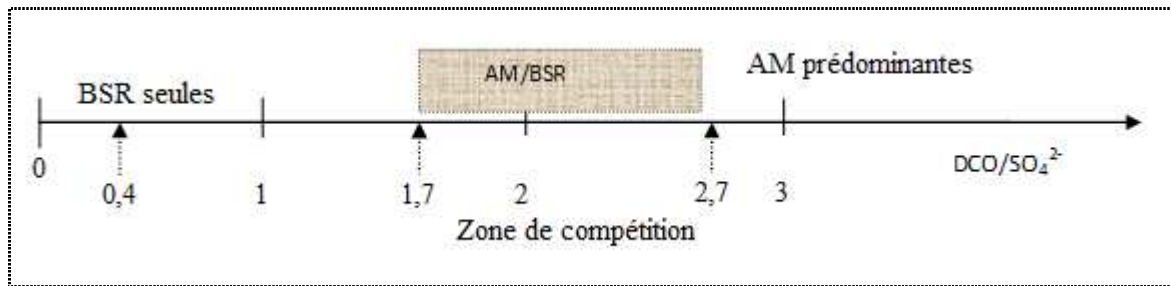


Figure 1.8: Comportement des Archaea méthanogènes (AM) et bactéries sulfato-réductrices (BSR) en fonction du ratio " DCO/SO_4^{2-} "

I.5.4 Méthanogénèse

Au cours de cette dernière étape, les composés formés pendant l'acétogénèse sont convertis en méthane. Deux types d'*Archaea* méthanogènes interviennent à cette étape finale. Il s'agit d'*Archaea* méthanogènes acétoclastes et d'*Archaea* méthanogènes hydrogénophiles (Moletta, 2008). Ces *Archaea* méthanogènes ont un temps de dédoublement compris entre 3,4 heures et 7 jours (Gujer & Zender, 1983). Les *Archaea* méthanogènes sont d'ailleurs susceptibles de croître dans des gammes de température variables (Moletta, 2008). Les psychrophiles se développent mieux quand la température est inférieure à 20°C. Les mésophiles par contre se développent à des températures comprises en 20 et 40°C avec un optimum à 35°C. Les thermophiles à leur tour croissent mieux lorsque les températures sont comprises entre 45 et 65°C, avec un optimum à 55°C.

Lorsqu'il y a présence des nitrates (NO_3^-), ce qui n'arrive pas souvent dans les processus de digestion anaérobie, les bactéries dénitrifiantes peuvent alors s'installer dans le milieu pour réduire ces nitrates (Rouez, 2008).

Bibliographie

- Agence de Bassin Loire-Bretagne F. (1980). *L'assainissement individuel : principes & techniques actuelles : étude inter-agences*. Orleans, France, pp. 124. Disponible sur URL(1)-voir Wébographie.
- Alexandre O., Boutin C., Duchene P., Lagrange C., Lakel A. et Lienard A. (1998). *Filières d'épuration adaptées aux petites collectivités*. Editions Cemagref, Lyon, pp.96. Disponible sur URL(2)-voir Wébographie.
- Allison E. H., Paley R. G. T., Ntakimazi G., Cowan V. J. and West K. (2000). *Evaluation et Conservation de Biodiversité dans le lac Tanganyika: Lutte contre la pollution et autres mesures visant à protéger la biodiversité du lac Tanganyika (RAF/92/G32) Rapport Technique Final de BIOSS*, Bujumbura pp.205. Disponible sur URL(3)-voir Wébographie.
- Bouteldja F. (2009). *Diagnostic en place et prévision de l'évolution d'un système d'assainissement non collectif*. Ph.D. Thesis, Sciences pour l'ingénieur de Clermont-Ferrand, Université Blaise Pascal-Clermont II, 269 p.
- British Standards Institution (1972). *Small Sewage Treatment Works*. The Council for Codes of Practice, London, p.43.
- Cohen A. S., Bills R., Cocquyt C. Z. and Caljon A. G. (1993). The impact of sediment pollution on biodiversity in Lake Tanganyika. *Conservation Biology* 7(3), 667-77.
- Cohen A. S., Palacios-Fest M. R., Msaky E. S., Alin S. R., Mckee B., O'Reilly C. M., Dettman D. L., Nkotagu H. and Lezzar K. E. (2005). Paleolimnological investigation of anthropogenic environmental change in Lake Tanganyika: IX. Summary of paleorecords of environmental change and catchment deforestation at Lake Tanganyika and impacts on the Lake Tanganyika ecosystem. *Journal of Paleolimnology* 34, 125-45.
- Corea E. J. H. (2001). *Appropriate Disposal of Sewage in Urban and Suburban Sri Lanka*. Ph.D. Thesis, School of Civil Engineering, University of Leeds, 252 p.
- Diak J., Örmeci B. and Kennedy K. J. (2012). Effect of Enzymes on anaerobic digestion of primary sludge and septic tank performance. *Bioprocess Biosyst Eng* 35(9), 1577 - 89.
- Edeline F. (1992). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration physico-chimique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 283 p.
- Edeline F. (1997). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p.
- Fickers P., Destain J. and Thonart P. (2007). Les lipases sont des hydrolases atypiques : principales caractéristiques et applications. *Biotechnol. Agron. Soc. Environ.* 12(2), 119-30.
- Franceys R., Pickford J. and Reed R. (1995). *Guide de l'assainissement individuel*. Organisation mondiale de la santé (OMS), Genève, pp.258.
- Gahiro L. (2011). *Compétitivité des filières rizicoles burundaises: Le riz de l'Imbo et le riz des marais*. Ph.D. Thesis, Gembloux Agro-Biotech, Université de Liège, 244p.
- Gray N. F. (1995). The influence of sludge accumulation rate on septic tank design. *Environ. Technol.* 16, 795 - 800.

- Gujer W. and Zender A. J. B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science Technology* **15**(8-9), 127-67.
- Hakiza G. (2002). *Potentialités aquifères de la plaine de la Rusizi (au Nord du lac Tanganyika)*. Ph.D. Thesis, Université de Liège, 442 p., Faculté des Sciences Appliquées.
- Henze M., Harremoës P., Jansen J.-C. and Arvin E. (2002). *Wastewater treatment: Biological and chemical processes*. Springer-Verlag, Berlin, 430 p.
- Hettiarachchi M. and Hettiarachchi I. (2006). A comparison of guidelines on septic tanks and soakage systems in Sri Lanka. In: *Sustainable development of water resources, water supply and environmental sanitation*, Colombo, Sri Lanka, p.26-29. Disponible sur URL(4)-voir Wébographie
- Lechien V. (2009). *Etude des propriétés physicochimiques de celluloses fossiles non-biodégradables*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Université de Liège, 132 p.
- Mizero M. and Ndikumana T. (2012). Elaboration de la stratégie de gestion des déchets solides en milieu urbain: cas de la ville de Bujumbura. In: *Colloque international sur: Environnement, Urbanisation et Ruralité dans la région des grands lacs d'Afrique: quels défis? quelles solutions?*, INCN, Université du Burundi, à Bujumbura, 8-10 Novembre 2012. Disponible sur URL(5)-voir Wébographie.
- Moletta R. (2008). *La méthanisation*. Lavoisier, Paris, pp.532.
- Nasr F. A. and Mikhaeil B. (2013). Treatment of domestic wastewater using conventional and baffled septic tanks. *Article in press*.
- Ndayikeza W. (2012). *Contribution à l'état des lieux et de la caractérisation des déchets ménagers dans la ville de Bujumbura: cas de la commune de Kinama*. Mémoire de Master Complémentaire, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 59 p.
- Ndikumana T., Bizindavyi E. and Kisoholo A. (2012). Impact des collecteurs d'eaux pluviales sur la baie Nord-est du lac Tanganyika. In: *Colloque international sur: Environnement, Urbanisation et Ruralité dans la région des grands lacs d'Afrique: quels défis? quelles solutions?*, INCN Université du Burundi, à Bujumbura, 8-10 Novembre 2012. Disponible sur URL(6)-voir Wébographie.
- Niyongabo H. (2006). *Intégration des enjeux social et quantitatif pour la maîtrise de l'assainissement liquide en Afrique Tropicale : Application à la ville de Bujumbura*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences Appliquées, Université de Liège, 293 p.
- Niyonkuru G. (2013). *Le défi des initiatives de valorisation des ordures ménagères dans les pays du sud: Cas de COODLP à Bujumbura (Burundi)*. Mémoire de Master, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 66p.
- Noike T., Endo G., Chang J., Yaguchi J. and Matsumoto J. (1985). Characteristics of Carbohydrate Degradation and the Rate-limiting Step in Anaerobic Digestion. *Biotechnol. Bioeng.* **27**(10), 1482-9.
- Paing J. (2001). *Bilan du carbone et du soufre dans le lagunage anaérobie. Contrôle de l'émission d'H₂S pour la réduction des nuisances olfactives*. Ph.D. Thesis, Faculté de pharmacie, Université de Montpellier I, 255 p.

- Philip H., Maunoir S., Rambaud A. and Philippi L. S. (1993). Septic tank sludges: accumulation rate and biochemical characteristics. *Water Sci.Technol.* **28**(10), 57-64.
- Philip H., Rambaud A. and Maunoir S. (1994). Fonctionnement et performances des fosses septiques toutes eaux. *T.S.M*(11), 645-50.
- Philip H., Rambaud A. and Vasel J. L. (2008a). Assainissement non collectif des habitations- Evolution technique et réglementaire. *Techniques de l'ingénieur W 6 601*, 1-6.
- Philip H., Rambaud A. and Vasel J. L. (2008b). Assainissement non collectif des habitations- Fonctionnement et dimensionnement. *Techniques de l'ingénieur W6 602*, 1-20.
- Pike E. B., Mosey F. E. and Harrington D. W. (1981). The use of package plants for treatment of sewage from small communities. In: *Proceedings of symposium on: "Design and operation of small sewage works"*, Institute of Water Pollution Control, North Eastern Branch, 4th November 1981
- Ramsay I. R. (1997). *Modelling and control of high-rate anaerobic wastewater treatment systems*. Ph.D. Thesis, School of Engineering, University of Queensland (Brisbane).
- Rouez M. (2008). *Dégradation anaérobie de déchets solides: caractérisation, facteurs d'influence et modélisations*. Ph.D. Thesis, Institut National des Sciences Appliquées de Lyon, 259p.
- Van Haandel A., Kato M. T., Cavalcanti P. F. F. and Florencio L. (2006). Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* **5**(1), 21 - 38.
- Vandelannoote A., Robberecht H., Deelstra H., Vyumvuhore F., Bitetera L. and Ollevier F. (1996). The impact of the River Ntahangwa, the most polluted Burundian affluent of Lake Tanganyika, on the water quality of the lake. *Hydrobiologia* **328**, 161-71.
- Vasel J. L. (1992). La fosse septique: Les dispositifs d'épuration. *Tribune de l'eau* **45**(560/6), 23-45.
- Vavilin V. A., Fernandez B., Palatsi J. and Flotats X. (2007). Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview. *Waste Manage.* **28**(6), 939-51.
- Vedrenne F. (2007). *Etude des processus de dégradation anaérobie et de production de méthane au cours du stockage des lisiers*. Ph.D. Thesis, Science de l'Environnement, Ecole Nationale d'Agronomie de Rennes, 211 p.
- Webb L. J. (1984). Anaerobic Biological Treatment of Wastewaters from the Pulp and Paper Industry. *Biotechnol. Adv.* **2**(2), 273-99.
- West K. (2001). *Lac Tanganyika: Résultats et constats tirés de l'initiative de conservation de biodiversité (RAF/92/G32)* Rapport du projet financé par PNUD/GEF, Bujumbura, pp.255. Disponible sur URL(7)-voir Webographie.

Webographie

URL(1): <http://www.source.irc.nl/docsearch/title/108285>, 23/06/2013

URL(2): <http://www.eau.fndae.fr>, 11/06/2013

URL(3): <http://www.ltbp.org/FTP/BIOFINF.PDF>, 02/05/2014

URL(4): <http://wedc.lboro.ac.uk/resources/conference/32/Hettiarachchi.pdf>, 07/04/2013

URL(5):<http://bi.chm-cbd.net/biodiversity/fo1827407/actes-de-colloque-international-sur-l-environnement,14/04/2014>

URL(6):<http://bi.chm-cbd.net/biodiversity/fo1827407/actes-de-colloque-international-sur-l-environnement,14/04/2014>

URL(7): <http://iwlearn.net/iw-projects/398/reports/lake-tanganyika-biodiversity-r-sultats-et-constats-tires-de-linitiative-de-conservation-du-pnud-gef-raf-92-g32-qui-eu-lieu-en-burundi-en-r-publique-d-mocratique-du-congo-en-tanzanie-et-en-zambie-255p-2-4mb.pdf>, 21/03/2014

Chapitre II

CARACTERISATION DES FLUX ENTRANT DANS DES FOSSES SEPTIQUES EN VUE D'UNE NOUVELLE APPROCHE DE LA NOTION D'EQUIVALENT HABITANT

Résumé

Une bonne gestion d'un système d'assainissement non collectif (par exemple les fosses septiques) suppose d'abord maîtriser qualitativement et quantitativement les flux entrants. Dans ce contexte, une caractérisation détaillée de ces derniers a été réalisée en vue de définir de manière revisitée et précise, la notion d'équivalent habitant (EH). Elle a abordé successivement des sources de pollution potentielles qui entrent dans ces dispositifs et qui sont considérées être: eaux d'éviers de cuisine, eaux de lessive, eaux de douche et de baignoires, et les eaux de toilette ou eaux "vannes" (contenant des urines, excréments et papiers de toilette). Plusieurs caractéristiques physico-chimiques (poids frais, poids sec, lipides, carbohydrates, protéines, azote Kjeldhal, azote ammoniacal, azote organique, azote total, N-NO_2^- , N-NO_3^- , COT, $\text{DCO}_{\text{brute}}$, $\text{DCO}_{\text{particulaire}}$, $\text{DCO}_{\text{soluble}}$, $\text{DBO}_{5\text{brute}}$, $\text{DBO}_{\text{infinie totale_avec ATU}}$, Cl^- , Phosphore total, SO_4^{2-} , Ca^{2+} et Mg^{2+}) ont été analysées pour le cas des excréments. En outre, pour le cas des urines, quelques uns parmi les précédents paramètres ont été analysés, en plus de la créatinine, acide urique, urée, K^+ et Na^+ . Les autres sources de pollution (dans les eaux grises) ont été caractérisées surtout par rapport aux indicateurs de pollution classiques (DCO , DBO_5 et DBO_{10}). Les macronutriments contenus dans les eaux usées de cuisine ont été calculés par une approche théorique à partir de leur DCO publiée par Henze *et al.* (2008). Par rapport au paramètre $\text{DCO}_{\text{brute}}$, les résultats ont montré qu'un équivalent habitant au Burundi et en Belgique correspondent respectivement à $117,08 \pm 10,09$ gDCO/EH/j. et $138,75 \pm 20,09$ gDCO/EH/j. Cette valeur de la $\text{DCO}_{\text{brute}}$ globale déterminée en Belgique est répartie en six différentes sources à savoir: excréments ($47,54 \pm 12,07$ gDCO/EH/j), urines ($5,75 \pm 1,27$ gDCO/EH/j), papiers toilette ($14,15 \pm 0,9$ gDCO/EH/j), détergents pour lessive ($18,4 \pm 6,09$ gDCO/EH/j), savons de bain ou de douche ($8,85 \pm 3,1$ gDCO/EH/j), eaux d'éviers de cuisine ($43,83$ gDCO/EH/j). De plus, cette étude a permis de caractériser par rapport à un équivalent habitant, différents composés chimiques importants contenus dans les flux entrant dans des fosses septiques (FS). Il s'agit de glucides ($43,44 \pm 4,35$ g/EH/j), lipides ($10,15 \pm 1,96$ g/EH/j), protéines ($14,99 \pm 1,57$ g/EH/j), détergents pour lave-linge ($14,7 \pm 0,4$ g/EH/j), savons de douche ($5,00 \pm 0,3$ g/EH/j), créatinine ($1,08 \pm 0,34$ g/EH/j), acides aminés urinaires ($0,37 \pm 0,18$ g/EH/j), l'azote total ($10,6 \pm 3,27$ g/EH/j), phosphore total ($4,41 \pm 1,02$ g/EH/j) et potassium ($4,38$ g/EH/j). La connaissance de ces principaux composés constitue une base de données utile pour la détermination de la formule "de biomole de substrat complexe", qui représente les flux entrant dans ces fosses septiques. Une telle formule peut servir pour la modélisation mathématique des processus biochimiques qui se produisent dans ces bioréacteurs de traitement des eaux usées. Ces données peuvent également être adaptées à diverses conditions, par exemple pour évaluer les charges polluantes si les eaux noires sont séparées des eaux grises ou si les urines sont séparées des excréments dans la technologie de l'éco-assainissement.

Mots clés: Fosse septique; Eaux noires; Eaux grises; Pollution; Equivalent habitant

II.1 Introduction

La caractérisation assez fine des eaux usées domestiques de manière à maîtriser les flux entrant dans des fosses septiques, est peu abordée. Par conséquent, les données utiles pour la modélisation de fonctionnement de tels dispositifs manquent. Par ailleurs, les eaux usées domestiques sont généralement classées en deux groupes suivant leurs provenances (Vasel, 1992; Eriksson *et al.*, 2002): (i) eaux usées ménagères (ou "eaux grises") et; (ii) eaux vannes (ou "eaux noires"). D'après ces auteurs, le premier groupe correspond aux eaux usées produites dans des baignoires, douches, lavabos, machines à laver (ou lavage des habits à la main) et éviers de cuisine tandis que le deuxième concerne des eaux usées provenant des WC (contenant des excréments, urines et papiers de toilette),(Figure II.1).

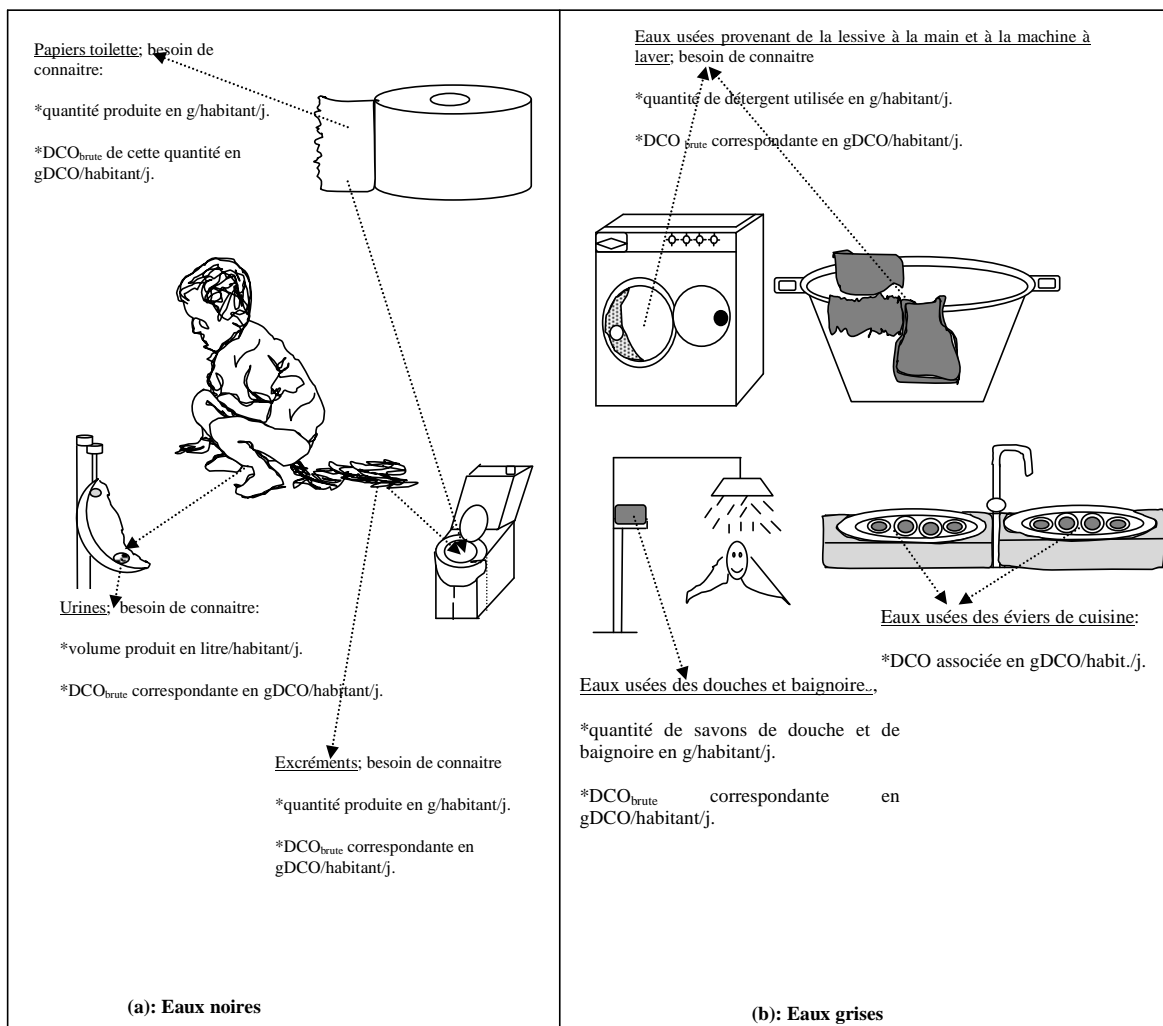


Figure II.1: Classification des eaux usées domestiques: (a) Eaux noires et (b) Eaux grises

De ce constat de la classification des eaux usées domestiques, il est sous-entendu que leur composition varie selon leurs origines. Pour Pradhan *et al.* (2008), l'usage des fosses septiques constitue une alternative des solutions pour gérer les eaux usées produites au niveau de la parcelle si un système d'assainissement collectif n'est pas réalisable. Dans les pays développés, de tels dispositifs ne sont utilisés que dans des zones où le raccordement, via un réseau d'égouttage, à une station d'épuration collective n'est pas envisageable soit pour des raisons techniques ou pour des raisons économiques (Coelho *et al.*, 2003; Philip *et al.*, 2008a; Pradhan *et al.*, 2008). Dans ce contexte propre aux pays industrialisés, l'usage de tels ouvrages concerne des cas des résidences isolées. Par contre, dans les pays en développement, la quasi-absence de systèmes de traitement collectif d'eaux usées conduit à l'utilisation de ces dispositifs comme principal mode de traitement des rejets domestiques (Ingallinella *et al.*, 2002; Mbulungwe, 2005). En Afrique sub-saharienne par exemple, 65 à 100 % des ménages font recours à l'assainissement non collectif et les fosses septiques y sont très largement utilisées (Montangero *et al.*, 2000; Strauss *et al.*, 2000).

A la lumière de la littérature, une fosse septique assure le prétraitement des eaux usées en remplissant deux fonctions: décantation des matières solides et digestion des matières organiques retenues (Vasel, 1992; Moletta *et al.*, 2007; Philip *et al.*, 2008b). Des processus interdépendants à savoir processus physiques et biologiques ont lieu dans ce dispositif (voir Figure I.4 du chapitre I),(Vasel, 1992). En plus, McCarty (2001) a mis en évidence l'importance de l'activité bactérienne dans l'élimination de pollution et production de biogaz dans des réacteurs fonctionnant en conditions anaérobies (cas de fosse septique par exemple). Selon Moletta *et al.* (2007), les composants des eaux usées domestiques sont diversifiés et confèrent à l'affluent de fosse septique des propriétés relativement complexe. Gray (2004) et Mann (1979) ont montré qu'en Grande-Bretagne, les eaux usées provenant des toilettes, douches, éviers de cuisine, buanderies et lavage de voiture/jardin représentent respectivement 35, 25, 20, 15 et 5 % (pourcentages exprimées en volume par volume), (Figure II.2). Néanmoins, Henze *et al.* (2008) ont trouvé que, au Danemark et en Suède, les eaux usées provenant d'éviers de cuisine et des toilettes (excréments et urines) sont respectivement de 18 et 19 m³/EH/an et ont montré également que l'ensemble des eaux usées de buanderies et de douches correspond à 18 m³/EH/an. Une étude des performances des fosses septiques a aussi été réalisée, en mesurant sur des effluents de sortie de ces dispositifs, les paramètres classiques comme DCO, DBO₅, MES, N_{total} et P_{total} (Philip *et al.*, 2008b). En outre, d'autres recherches sur l'activité enzymatique hydrolytique (Philip *et al.*, 1993; Moussavi *et al.*, 2010)

ou sur l'effet des activateurs biologiques (Philip *et al.*, 1987; Maunoir *et al.*, 1990; Moletta *et al.*, 2007) afin de stimuler la méthanisation dans une fosse septique ont également été entreprises. Néanmoins, sur base de la revue de la littérature, il apparaît que peu d'études se sont intéressées à la caractérisation fouillée des flux entrants, de manière à mettre en évidence qualitativement et quantitativement les composés chimiques (responsables de la pollution) et indicateurs de pollution classiques y relatifs. Il convient simplement de signifier que quelques études sur la caractérisation des eaux usées ménagères, surtout dans le but de leur réutilisation ont été effectuées (Siegrist *et al.*, 1976; Gerba *et al.*, 1995; Christova-Boal *et al.*, 1996; Shin *et al.*, 1998; Surendran & Wheatley, 1998; Almeida *et al.*, 1999; Nolde, 1999). Toutefois, ces études ont globalement ciblé les indicateurs de pollution classiques (DCO, DBO₅, MES, N_{total}, P_{total}, coliformes totaux, coliformes fécaux). En outre, dans le travail mené par Eriksson *et al.* (2002), il a été évalué pour certains pays d'Europe, des quantités par équivalent habitant (EH) de détergents pour lessive, savons de douche et shampoing contenus dans les eaux grises; mais avec des écarts énormes entre les pays. D'autres études ont mis en évidence pour un EH, la quantité de DCO correspondante aux eaux d'éviers de cuisine (Henze *et al.*, 2002; Henze *et al.*, 2008). Quelques autres études ont également mis en évidence la quantité des papiers toilette utilisée par habitant et par jour mais présentent des écarts énormes selon les auteurs (National Bag It and Bin It Campaign, 1995; Friedler *et al.*, 1996; Védry *et al.*, 2009).

Dixon *et al.* (2000) se sont intéressés quant à eux, à l'évolution de certains paramètres (DCO, oxygène dissous, décantation des MES, turbidité, coliformes fécaux, coliformes totaux) lorsque les eaux grises sont mises en stockage à des temps variables. Dans des études menées par Cuyper et Loutz (1992) et Vassel (1992), les eaux noires et grises ont été caractérisées mais seuls les indicateurs de pollution classiques (DCO, DBO₅, MES, N_{total} et P_{total}) ont été visés. D'autres études encore ont été menées sur la caractérisation d'urines et d'excréments humains en vue de valoriser les nutriments et le Tableau II.1 synthétise les résultats de la revue de la littérature. Cependant, il se remarque que seuls quelques paramètres (DCO_{brute}, COT, N_{total}, P_{total}, urée, N-NH₄⁺, K⁺, Mg⁺⁺, Ca⁺⁺ et Cl⁻) ont été abordés et les résultats présentent également d'énormes écarts selon les auteurs. Les paramètres tels que l'azote organique, les DCO soluble et particulaire, les DBO (DBO₅ et DBO_{infinie totale}), protéines, lipides et carbohydrates ne sont pas disponibles dans la revue de littérature.

Pourtant, les modélisateurs de fonctionnement de fosses septiques ont besoin des données détaillées des flux entrants, notamment les composés chimiques responsables de la pollution,

afin de pouvoir décrire les processus (surtout biochimiques) ayant lieu dans ces dispositifs. En d'autres termes, il est sous-entendu que l'élaboration d'une formule d'un composé unique global (aussi appelé substrat complexe ou substrat combiné) des flux entrant dans de tels ouvrages d'une part, et les modèles stœchiométriques puis cinétiques de fonctionnement de ces dispositifs d'autre part, ne peuvent voir le jour que si ces données détaillées sont disponibles. Cette étude vise donc à caractériser de manière plus détaillée, les flux entrant dans des fosses septiques, en vue de définir de façon revisitée et précise la notion d'équivalent habitant. Elle permettra donc de mobiliser des données utiles: (i) au développement d'une formule de biomole d'un "substrat complexe" représentant les eaux usées domestiques; (ii) et à la modélisation (stœchiométrique et cinétique) des fosses septiques; ce qui apportera par conséquent une contribution à l'amélioration d'utilisation de ces dispositifs dans la gestion des eaux usées à la parcelle.

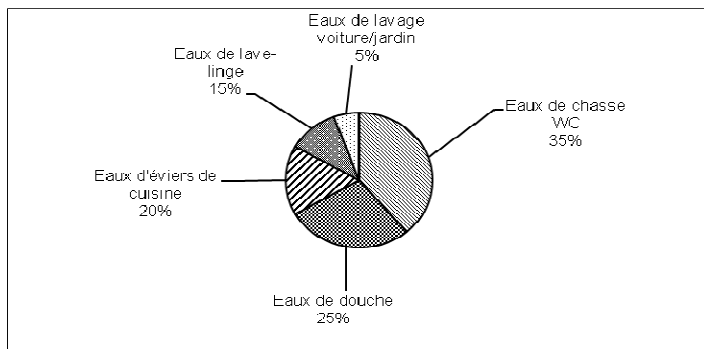


Figure II.2 : Répartition des eaux usées (pourcentages exprimés en volume par volume) au niveau du ménage selon leurs origines (Gray, 2004)

Tableau II.1: Revue de la littérature des résultats d'études antérieures portant sur la caractérisation des urines et excréments humains

Paramètre	Excréments humains (seuls)	Urines humaines (seules)	Excréments et urines humains (pris ensembles)
Azote total	2-3,5 g N/hab./j ^a 1,2-4,2 g N/hab./j ^b 1,75-4,9 g N/hab./j ^c	6,85-11,78 g N/hab./j ^d 7,5-9,5 g N/hab./j ^a 6,6-8,4 g N/hab./j ^e 7,5-13,3 g N/hab./j ^c 8 g N/l ^f 9 g N/l ^g 1,8-17,5 g N/l ^h 2,4-3,1 g N/l ⁱ 8,36g N/l ^j	9,9-13,2 g N/hab./j ^a 7,6-7,9 g N/hab./j ^l 10,1 g N/hab./j ^m 10 g N/hab./j ^b
Azote Kjeldhal	17,82 g N/kg excréments sec ⁿ	5,29 g N/l ⁿ	
N-NH ₄ ⁺		2,3-2,9 g N/l ⁱ 8,57g N/l ^j	
COT	14-38,5 g C/hab./j ^c	5,5-11,9 g C/hab./j ^c	
DCO _{brute}	567,43 g DCO/kg d'excréments sec ⁿ	12,79 g DCO/l ⁿ 4-11 g DCO/l ^h 8,15 g DCO/l ^k	
Ca ⁺⁺	1,4-3,5 g/hab./j ^c	0,13 g/l ^k	1,5-2,1 g/hab./j ^l
Mg ⁺⁺		1,5-1,63 mg/l ^d	0,25-0,4 g/hab./j ^l
Créatinine		1,02 ± 0,15 g/hab./j ^o 1,2-2,1g/l ^p	
Acide Urique		0,154-0,77 g/l ^q	
Urée		5,82-10,00 g N/hab./j ^d 8,51 g N/l ^k	
K ⁺	0,4-1,8 g/hab./j ^c	33,31± 10,57 mEq/hab./j ^o 1,5-3,15 g/hab./j ^c 0,7-3,3 g/l ^h 0,59-1,7 g/l ⁱ 2,00 g/l ^j 2,17 g/l ^k	1,8-2,7 g/hab./j ^l 3,29 g/hab./j ^r
Na ⁺		101,93 ± 35,30 mEq/hab./j ^o 2,67 g/l ^k	
Cl		3,03 g/l ^j 3,83 g/l ^k	
Phosphore total	1,05-3,78 g P/hab./j ^c 0,3-2,7 g P/hab./j ^{a,e}	0,8-1,4 g P/hab./j ^{a,e} 1,25-3,5 g P/hab./j ^c 0,2-3,7 g P/l ^h 0,15-2,3 g P/l ⁱ 2,03g P/l ^j	1,8-3,7 g P/hab./j ^l 1,64 g P/hab./j ^r

References:

^a:Heinss *et al.* (1998); ^b: GHD (2003) cité par Montangero et Belevi (2007); ^c: Gotaas (1956) cité par Mara et Horan (2003); ^d: Kirchmann et Pettersson (1995); ^e: Polprasert (2007); ^f: Ban et Dave (2004); ^g: Winker *et al.* (2009); ^h: Meinzinger et Oldenburg (2009); ⁱ:Heinonen-Tanski *et al.* (2007); ^j: Pradhan *et al.* (2009); ^k:Udert *et al.* (2003); ^l: Schouw *et al.* (2002); ^m: Jönsson *et al.* (2004); ⁿ: Chaggu *et al.* (2007); ^o: Lee Watson et Langford (1970); ^p: de Araújo *et al.* (2012); ^q: Hudaria *et al.* (2013); ^r: Wolgast (1993) cité par Heinonen-Tanski et van Wijk-Sijbesma (2005)

II.2 Matériel et méthodes

La collecte des données a été réalisée à travers deux investigations complémentaires au Burundi et en Belgique. Le choix d'avoir travaillé sur deux sites différents lors de la collecte des données s'explique par des difficultés techniques survenues au Burundi [c'est à dire, le manque de personnes prêtes à être dans des conditions expérimentales de manière à quantifier les excréments et urines par jour et par habitant, le manque d'équipements appropriés pour toutes les analyses concernées (c.à.d. sur les aliquotes d'échantillons)].

Nous avons donc supposé que (i) dans les eaux noires, les sources de pollution sont les excréments, les urines et les papiers hygiéniques; et (ii) dans les eaux grises provenant des douches / baignoires, buanderies et éviers de cuisine, la pollution est respectivement liée à des savons de douche, détergents pour lessive et macronutriments (carbohydrates, lipides et protéines) ainsi que les détergents pour lave-vaisselle.

II.2.1 Expériences menées en Belgique

Les expériences en Belgique ont porté sur la caractérisation détaillée des excréments et d'urines afin de quantifier leurs contributions de pollution dans les eaux noires. Elles ont été réalisées sur des échantillons de 24h (soit 30 et 49 échantillons différents d'excréments et d'urines, respectivement) recueillies dans deux hôpitaux belges [hôpital Saint Gilly de Charleroi (cas des excréments) et hôpital de Libramont (cas des urines)] sur des individus en bonne santé (c.à.d. ne souffrant d'aucune pathologie particulière). En d'autres termes, il s'agit des gens qui voulaient faire un check up de leur état de santé. A cet effet, les excréments et urines produits pendant 24 heures ont été recueillies, respectivement pour déterminer: (i) les quantités d'excréments et d'urines produits par habitant et par jour; et (ii) les concentrations de composés chimiques associés à ces déchets (exprimés en g/g de poids sec pour les excréments et g/l pour les urines) et leurs charges polluantes correspondantes. Un échantillonnage systématique a été utilisé pour obtenir, au cas par cas, un échantillon représentatif pour les analyses. Des aliquotes de ces échantillons ont été soumises aux mesures des paramètres comme DCO_{brute} , DBO_{5brute} , $DBO_{infinie\ totale_avec\ ATU}$, COT, Azote total , Azote Kjeldhal, $N-NH_4^+$, N-Organique, Protéines , $N-NO_2^-$, $N-NO_3^-$, Phosphore total , Cl^- , Ca^{++} , Mg^{++} . En plus de ces paramètres communs mesurés pour les deux sortes de déchets, d'autres encore ont été déterminés. Il s'agit de poids sec, lipides, carbohydrates, $DCO_{soluble}$, $DCO_{particulaire}$ et SO_4^{2-} (cas des excréments) puis créatinine, acide urique, urée, K^+ et Na^+ (cas des urines). Les poids frais

d'excréments de 24 h et volumes d'urines de 24h correspondants aux échantillons traités dans cette étude ont été mesurés avant les analyses. Sachant par ailleurs que les analyses ont porté sur des aliquotes d'échantillons, les résultats finaux ont été exprimés en tenant compte des quantités totales (d'excréments ou urines) générées par habitant en 24h. Cela signifie que chaque paramètre mesuré a été exprimé par l'unité de mesure de celui-ci par habitant et par 24h (par exemple: g DCO/EH/j).

A cet effet, les carbohydrates ont été dosés par la méthode à l'antrone (Raunkjaer *et al.*, 1994; Grandy *et al.*, 2000). La méthode colorimétrique (ISO 15705) recourant à l'usage d'un minéralisateur (Spectroquant[®]TR420) et photomètre-lecteur (Spectroquant[®]NOVA60) a été employée pour la mesure des DCO_{brute} et DCO_{soluble} (respectivement sur des échantillons bruts et filtrés avec des filtres GF/C). La DCO_{particulaire} a été déduite de la différence entre les deux autres formes de DCO, mesurées sur des échantillons bruts et filtrés. La détermination des DBO_{5brute} et DBO_{infinie totale_avec ATU} a été réalisée sur des échantillonsensemencés avec une boue biologique active en ayant recours aux systèmes OxiTop[®]. Par ailleurs la DBO_{infinie totale_avec ATU} a été déterminée à partir des données relevées en incubant les échantillons non filtrésensemencés, à l'obscurité avec addition d'inhibiteur de nitrification (allylthiourée, ATU) pendant vingt et un jours sous agitation et en exploitant la méthode de Thomas pour son estimation (Eckenfelder, 1982; Galleguillos & Vasel, 2011).

La DBO_{5brute} n'a d'ailleurs été calculée que pour les cinq premiers jours d'incubation. Quant au dosage de l'azote Kjeldhal et quantification des protéines dans les excréments, la méthode d'analyse d'azote Kjeldhal (ISO 5663) a été exploitée. La teneur en protéines a été alors estimée sur base de l'hypothèse que celles-ci contiennent 16 % (pourcentages exprimés en poids/poids) d'azote (Ezeagu *et al.*, 2002; Smith *et al.*, 2011; Hall & Schönfeldt, 2013). Cela signifie qu'un facteur 6,25 a été appliqué pour convertir la teneur d'azote Kjeldhal en protéines. En outre, le poids sec a été déterminée par séchage d'une aliquote de l'échantillon d'excréments au four à 105° C pendant 24h; suivi d'un refroidissement à l'aide d'un dessiccateur et pesée avec une balance analytique de précision (modèle Sartorius[®], ayant une précision égale à 0,1 mg). Les chromatographes cationiques et anioniques (Metrohm 883 Basic IC plus + Metrohm 863 Compact IC Autosampler) ont été utilisés pour doser respectivement les cations (N-NH₄⁺, Ca⁺⁺, Mg⁺⁺) et anions (N-NO₂⁻, N-NO₃⁻, Cl⁻, P-PO₄³⁻, SO₄²⁻) sur des échantillons filtrés avec des filtres de 0,2 µm. Pour les dosages des protéines, créatinine, acide urique, urée, K⁺ et Na⁺ dans les urines, ils ont été réalisés au laboratoire de la

Clinique de Libramont à l'aide d'un analyseur multiparamétrique Synchron LX[®] Systems (Beckman Coulter). Différentes méthodes ont respectivement été exploitées (Beckman Coulter, 2000): (i) méthode au rouge de pyrogallol-molybdate (cas des protéines urinaires); (ii) de conversion de Jaffe (cas de créatinine); (iii) à l'uricase-peroxidase (cas d'acide urique); (iv) enzymatique faisant intervenir l'uréase puis la glutamate déhydrogénase (cas de l'urée) ainsi que (v) la méthode potentiométrique indirecte grâce à des électrodes sélectives (cas de Na⁺, K⁺). Le dosage de l'azote total et carbone organique total (COT) dans les deux types de déchets a été effectué avec un TOC-mètre analyseur (TOC-VCPH Shimadzu), sur des échantillons filtrés à l'aide des filtres GF/C (Whatman 0,45 µm). Quant à l'azote organique, il a été déduit par la différence entre l'azote Kjeldhal et azote ammoniacal. Il convient toutefois de préciser que dans les excréments et urines, les paramètres N-NO₂⁻ et N-NO₃⁻ se situaient sous les limites de détection telles que montrés au paragraphe consacré aux résultats (Tableaux II.2).

Le dosage des lipides dans les excréments a été effectué au laboratoire de la Clinique Saint Gilly de Charleroi en ayant recours à la méthode infrarouge (American Public Health Association *et al.*, 1985).

Toutes les analyses statistiques (traitement des données, analyses de corrélation) ont été réalisées avec Statistica[®], version 10 (StatSoft Inc., Tulsa, OK).

II.2.2 Expériences menées au Burundi

La partie de l'étude menée à Bujumbura (Burundi) avait pour objet d'estimer la quantité de papiers de toilette, savons de douche et détergents pour lessive utilisés par habitant et par jour. En d'autres termes, les saletés éliminées via ces produits interviennent pour très peu dans le bilan. L'idée de cette approche consiste donc à quantifier les contributions de la pollution de ces produits dans les eaux usées domestiques. A cet effet, 60 ménages ont été enquêtés en mai 2011, en utilisant des formulaires d'enquête comportant quelques informations (nature de produit, date de début et de fin d'utilisation du produit),(Annexe II.3). Pour dix quartiers de la ville ayant été choisis pour enquête, un échantillonnage systématique de six ménages par quartier a été exploité. Le nombre de personnes par ménage variait de quatre à sept personnes, et le nombre total des participants à l'enquête est égal à 337 individus. Selon la façon dont chaque produit est emballé, des échantillons ont été pesés au laboratoire avec une balance analytique de précision (sartorius[®]) afin de pouvoir déduire la quantité de chaque produit

utilisée par habitant et par jour. De surcroît, des aliquotes de ces différents produits (papiers de toilette, savons de douche et détergents) ont servi à la mesure des demandes chimique et biochimique en oxygène (DCO, DBO₅ et DBO₁₀). Cela signifie que pour les mesures, chaque produit (soit une aliquote) a été dissous dans de l'eau distillée (1 g/l). Les deux DBO ont donc été mesurées sur des échantillons non filtrés etensemencés avec une boue biologique active; puis la DBO₁₀ a été particulièrement mesurée en raison de la cinétique de biodégradation supposée être lente pour certains composés (par exemple les papiers de toilette et détergents pour lave-linge).

II.2.3 Caractérisation d'excréments et d'urines par l'approche « bilan matière-énergie »

Dans cette étude, nous considérons également un corps humain comme un réacteur biologique qui reçoit des entrées (exprimées sous forme de rations alimentaires équilibrées) et génère des sorties (sous forme d'excréments et d'urines); en s'appuyant sur « le bilan de matière-énergie » et « l'activité métabolique » (Figure II.3). A cet effet, il a été déterminé plus loin au paragraphe II.3.2 les taux de conversion des macronutriments, ce qui fait que dans une ration alimentaire équilibrée, 97,6; 92,4 et 90,9 % (pourcentages exprimés en énergie) de glucides, lipides et protéines respectivement, sont brûlés pour l'activité métabolique de l'organisme tandis que le reste (soit 2,4; 7,6 et 9,1 % respectivement) ne sont pas brûlés mais plutôt libérés dans les déchets (c.à.d. urines et excréments). Il convient de préciser que ces taux de conversion sont valables pour des personnes ayant un poids constant vu que les fractions des macronutriments qui vont dans le stockage ne sont pas prises en compte.

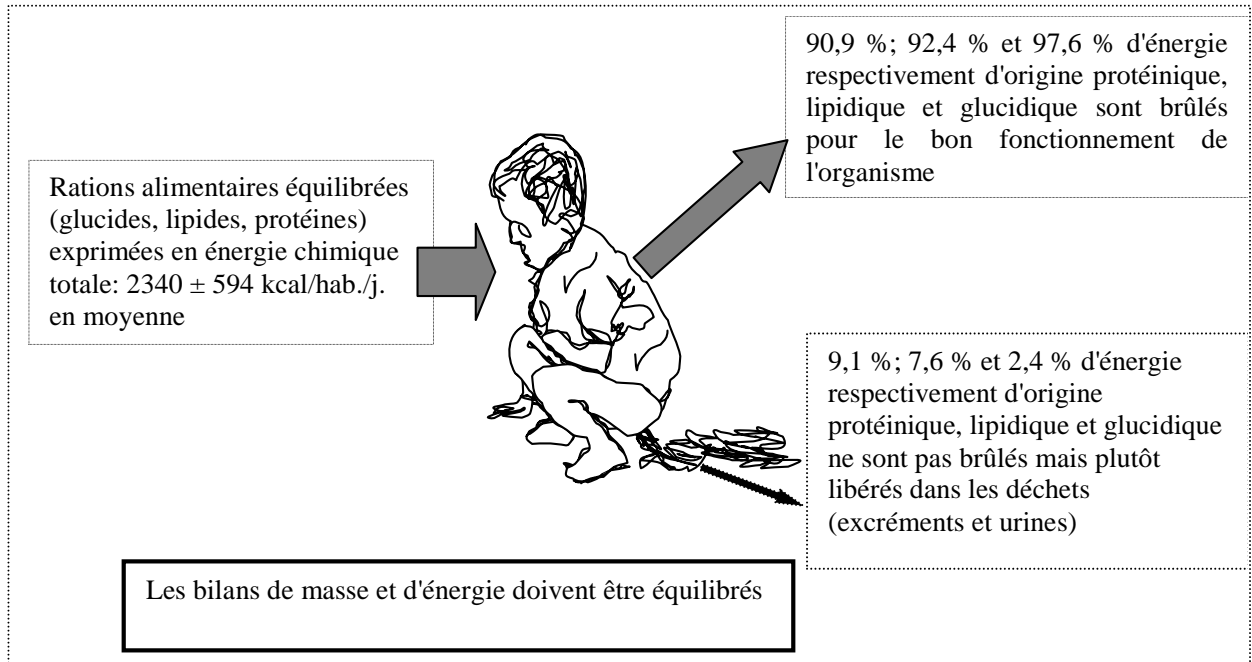


Figure II.3: Schéma d'une personne considéré comme un réacteur biologique

Compte tenu de la composition en macronutriments dans une alimentation équilibrée standard, c'est-à-dire 55, 30 et 15 % (pourcentages exprimés en énergie) respectivement pour les glucides, lipides et protéines (Bathalon *et al.*, 2000; Lavoie, 2012; Leclerc *et al.*, 2013) et sur base de valeurs trouvées dans des études antérieures par rapport aux besoins énergétiques par habitant/jour exprimés sous forme de rations alimentaires équilibrées selon l'âge [soit 1500, 1800, 2000, 2120, 2239, 2500, 2600, 2800 et 3500 kcal/habitant/jour; (Laure, 1983; Clarys *et al.*, 2013; Leclerc *et al.*, 2013)], nous avons calculé les quantités correspondantes de glucides, lipides et protéines dans ces rations alimentaires. Nous avons également calculé l'énergie associée à chaque macronutriment dans nos échantillons d'excréments et d'urines, en utilisant une technique de calcul « du domaine des sciences de traitement des eaux usées ». Selon cette technique, 1 gramme équivalent d'électrons correspond à 8 g de DCO (Henze *et al.*, 2002) ou 26,616 kcal (Edeline, 1997). L'équation (II.7) a également été utilisée dans des conversions d'unités, soit de g DCO en gramme normal et inversement.

II.3 Résultats et discussions

II.3.1 Caractérisation des excréments et urines (campagnes de mesures menées en Belgique)

Une analyse préliminaire avec Statistica[®] a indiqué que tous les paramètres étudiés (exprimés en concentration et en charge polluante) dans nos échantillons d'excréments et d'urines ont une distribution gaussienne (voir **Annexe II.2**). Pour ce faire, leurs concentrations et charges polluantes ont été évaluées par leurs moyennes \pm écarts-types et sont présentés dans le Tableau II.2 où les chiffres entre parenthèses se rapportent aux écarts-types. Les poids frais et secs moyens des échantillons des excréments étaient $225,79 \pm 90,38$ et $55,56 \pm 17,92$ g/habitant/jour, respectivement. Le volume moyen des échantillons d'urines était de $1,58 \pm 0,50$ l /habitant/jour. Il convient de noter que pour un paramètre donné ou composé chimique, la charge polluante montrée dans le Tableau II.2 a été calculée comme la moyenne pondérée de toutes les charges polluantes. Il est à noter que l'équation (II.0) a été utilisée pour déterminer pour chaque échantillon "i", la charge polluante correspondante. De même, la concentration d'un paramètre donné ou un composé chimique (dans le même Tableau II.2) a été calculée comme la moyenne de toutes les concentrations mesurées pour chaque échantillon.

$$PL_i = C_i * W_i \text{ (or } V_i) \quad \text{(II.0)}$$

où PL_i désigne la charge polluante (en g/habitant/j); C_i est la concentration mesurée (en mg/g de poids sec pour le cas des excréments ou en g/l pour le cas d'urines); W_i est le poids (en g/jour pour le cas des excréments) et V_i est le volume (litre/j pour le cas d'urines).

Tableau II.2 : Les concentrations moyennes et la moyenne des charges polluantes des paramètres mesurés dans des échantillons d'excréments et d'urines humains de 24h (en Belgique).

Les chiffres entre parenthèses se rapportent aux écarts-types.

Paramètre	Excréments		Urines	
	Concentration (mg/g de matière sèche d'excréments)	Charge polluante (g/hab./j)	Concentration (g/l)	Charge polluante (g/hab./j)
Lipides	102,62 (35,13)	5,58 (1,96)		
Carbohydrates	154,48 (61,94)	8,71 (3,95)		
Protéines	132,58 (42,48)	6,95 (1,14)	1,36 (0,51)	1,96 (0,43)
N-Organique	12,68 (5,11)	0,66 (0,16)	0,21 (0,07)	0,30 (0,07)
Azote total	22,91 (7,17)	1,20 (0,18)	5,49 (1,07)	8,58 (3,09)
Azote Kjeldhal	21,21 (6,79)	1,11 (0,18)	5,42 (1,05)	8,50 (3,11)
N-NH ₄ ⁺	8,53 (2,98)	0,45 (0,10)	5,21 (1,04)	8,20 (3,08)
Phosphore total	48,19 (15,45)	2,55 (0,49)	0,90 (0,18)	1,40 (0,53)
COT	214,71 (58,22)	11,67 (2,98)	2,10 (0,42)	3,24 (1,01)
DCO _{brute} (mesurée)	873,97 (232,98)	47,54 (12,07)	3,82 (0,73)	5,75 (1,27)
DCO _{soluble}	244,24 (65,04)	13,29 (3,38)		
DCO _{particulaire}	629,75 (167,94)	34,25 (8,69)		
DBO _{5brute}	591,82 (158,87)	32,17 (8,15)	1,33 (0,23)	2,06 (0,66)
DBO _{infinie totale} (avec ATU)	796,97 (212,84)	43,36 (11,07)	2,98 (0,69)	4,46 (0,98)
Cl ⁻	2,47 (0,51)	0,14 (0,06)	3,64 (0,29)	5,70 (1,77)
SO ₄	22,56 (6,27)	1,30 (0,53)		
Ca ⁺⁺	32,88 (11,14)	1,72 (0,31)	0,132 (0,02)	0,21 (0,08)
Mg ⁺⁺	5,57 (1,26)	0,31 (0,08)	0,08 (0,01)	0,13 (0,04)
K ⁺			1,73 (0,43)	2,56 (0,47)
Créatinine			0,72 (0,24)	1,08 (0,34)
Acide Urique			0,25 (0,16)	0,37 (0,18)
Urée			5,23 (1,04)	8,23 (3,08)
Na ⁺			2,44 (0,19)	3,86 (1,28)
N-NO ₂ ⁻	<< limite de détection		<< limite de détection	
N-NO ₃ ⁻	<< limite de détection		<< limite de détection	
DCO théorique*		32,90 (8,57)		5,71 (1,25)

* : La DCO théorique correspond à la somme des DCO des composés identifiés dans nos échantillons d'excréments et d'urines.

Nos résultats (Tableau II.2) sont comparables à ceux des études antérieures (voir le Tableau II.1, vu auparavant) à l'exception du COT et de la DCO. Les comparaisons entre les COT mesurés et théoriques, et de même, les DCO mesurés et théoriques, ont été effectués et la

Figure II.4 présente leurs relations linéaires établies. Le paramètre théorique "i" (soit le COT ou DCO) a été déterminé et correspond à la somme des COT ou DCO des composés identifiés dans nos échantillons d'excréments et d'urines. Pour évaluer les corrélations liées à ces relations (c.à.d les régressions linéaires passant par l'origine des axes), nous avons utilisé les indicateurs statistiques classiques à savoir R^2 , la pente, P (probabilité), MBE ("Mean Bias Error") et RMSE ("Root Mean Square Error") (Glüer *et al.*, 1995; Armanios & Fisher, 2014). Les corrélations obtenues sont significatives [$p < 0,05$, R^2 variant de 0,92 à 0,98 dans tous les cas, MBE égal à zéro dans tous les cas, pentes plus proches de 1 sauf le cas de DCO dans les échantillons d'excréments et RMSE qui correspond à 0,16 et 0,26 (respectivement pour le DCO et COT associés aux échantillons d'urine); et 0,77 et 2,95 (respectivement pour le COT et DCO associés aux échantillons d'excréments)]. Chacun de ces RMSE est très inférieur à l'écart-type estimé du paramètre concerné (voir Tableau II.2), ce qui justifie en plus de l'information donnée par MBE que ces corrélations sont fortes.

Les corrélations entre l'azote total et Kjeldahl se sont également révélées fortes dans nos échantillons d'excréments et d'urines [$P < 0,05$, pentes plus proche de 1 (1,006 pour le cas d'urines et 1,075 pour le cas d'excréments), MBE égal à zéro, RMSE (0,02 pour le cas d'excréments et 0,26 pour le cas d'urines, et qui sont inférieurs aux écarts-types y afférents), R^2 égal à 0,97 et 0,99 dans les excréments et urines, respectivement]. Au regard de ce qui précède, ce résultat par rapport à l'azote indique que la quantité totale d'azote est essentiellement sous forme réduite [c.à.d. sous forme d'azote Kjeldahl (car $N-NO_2^-$ et $N-NO_3^-$ se situaient sous les limites de détection)].

Les détails sur la façon dont les COT et DCO théoriques ont été calculés à partir des composés identifiés dans nos échantillons sont donnés juste après la Figure II.4

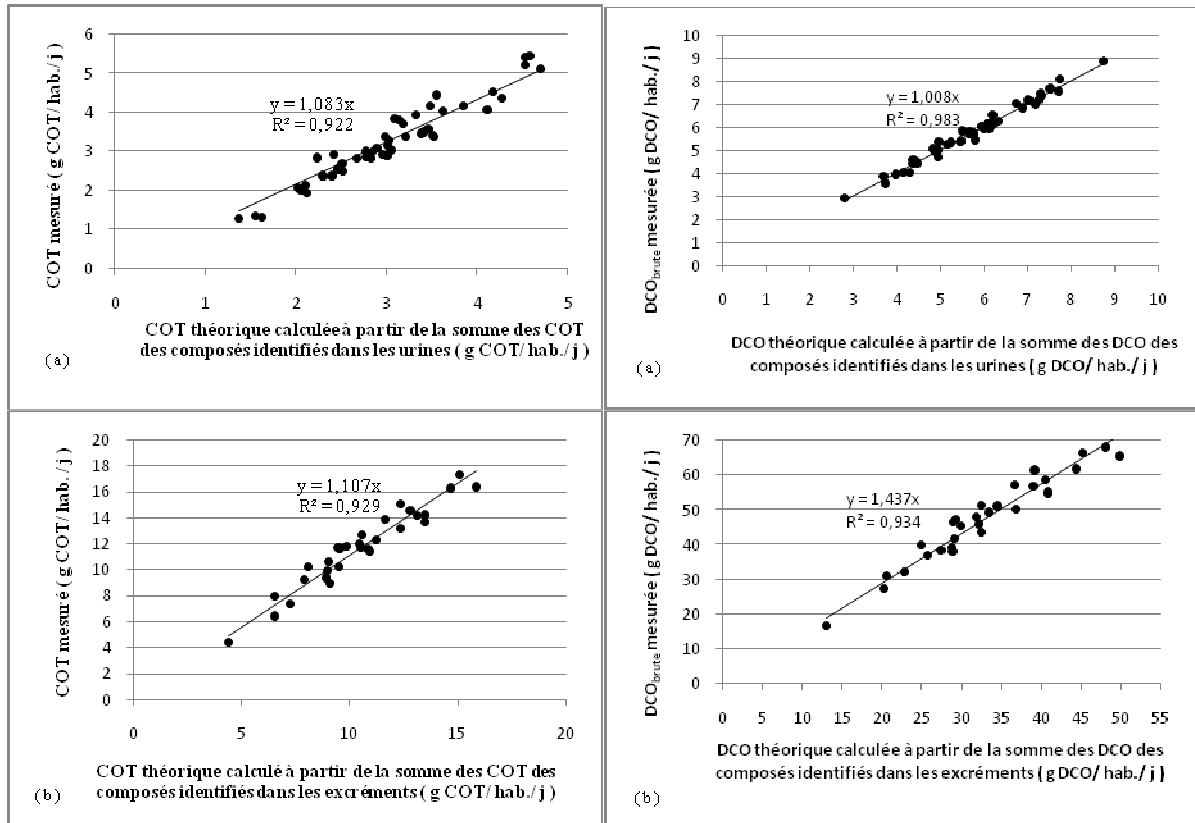


Figure II.4: Comparaisons entre les COT mesurés et théoriques; puis les DCO mesurés et théoriques:(a) et (b) se rapportent aux cas d'urines et d'excréments, respectivement.

Les composés ayant des atomes de carbone dans leurs structures chimiques ont été utilisés pour les calculs des COT théoriques. En conséquence, la somme des COT dans nos échantillons d'excréments comprend celui des glucides, des lipides et des protéines (voir Equation II.1) tandis que dans nos échantillons d'urines cette somme inclut le COT de la créatinine, d'acide urique, d'urée et des protéines (voir Equation II.2). Les équations II.3 et II.4 [exprimant respectivement la notion d'un équivalent COT de 1 g d'un composé (" $i_{COT, composé}$ ") et la quantité en g de COT d'un composé "i"] ont également été exploitées à cet effet.

$$\sum COT_{calculés, cas_excréments} = COT_{Carbohydrates} + COT_{Lipides} + COT_{Protéines} \quad (II.1)$$

$$\sum COT_{calculés, cas_urines} = COT_{Protéines} + COT_{Créatinine} + COT_{Ac. urique} + COT_{Urée} \quad (II.2)$$

$$i_{COT, composé} = \frac{\text{Nombre d'atomes de carbone} \times \text{Masse atomique de Carbone}}{\text{Poids moléculaire du composé}} \quad (II.3)$$

$$COT_{composé_i} = i_{COT, composé} \times \text{Masse totale du composé_i} \quad (II.4)$$

Les molécules de glucose, tripalmitate de glycérol et d'alanine ont été utilisées pour représenter les carbohydrates, lipides et protéines respectivement. Le glucose ($C_6H_{12}O_6$) a été considéré comme équivalent de carbohydrates; tripalmitate de glycérol ($C_{51}H_{98}O_6$) comme équivalent de lipides (Effebe, 2008) et l'alanine ($C_3H_7NO_2$) comme l'équivalent de protéines. Ce dernier choix a été guidé par l'abondance relative de l'alanine dans les protéines animales (Ramsay (1997) cité par Batstone *et al.* (2002)) et protéines végétales (Rondel, 2009). Les valeurs suivantes (calculées à partir de l'équation II.3) ont donc été utilisées dans nos calculs: 0,40 g COT/g de protéines, 0,76 g COT/g de lipides, 0,40 g COT/g de carbohydrates, 0,43 g COT/g d'acide urique, 0,40 g COT/g de créatinine et 0,20 g COT/g d'urée.

La DCO théorique en outre correspond à la somme des DCO des composés identifiés dans nos échantillons d'excréments et d'urines; soit ceux ayant une réponse positive au test DCO. Il s'agit des carbohydrates, lipides et protéines en cas des échantillons d'excréments, et protéines, créatinine, acide urique et chlorures (Cl^-) en cas des échantillons d'urines. Les équations (Eq.II.5 et II.6) en est une synthèse. Les chlorures ont été pris en compte lorsque leur concentration était supérieure à un seuil de 2,50 g/l [inhibition facilitée selon la méthode de dosage de la DCO utilisée à savoir "ISO 15705" (série de tubes:14 691 0001)].

$$\sum DCO_{calculées,cas_excréments} = DCO_{Carbohydrates} + DCO_{Lipides} + DCO_{Protéines} \quad (II.5)$$

$$\sum DCO_{calculées,cas_urines} = DCO_{Protéines} + DCO_{Créatinine} + DCO_{Ac.urique} + DCO_{Cl^-} \quad (II.6)$$

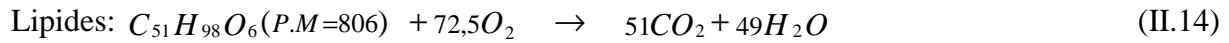
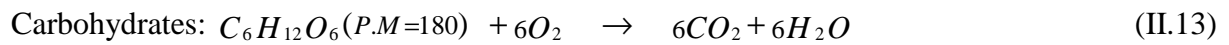
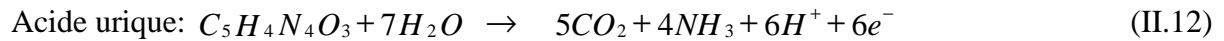
En d'autre termes, la DCO théorique pour un composé donné "i" identifié dans nos échantillons ($DCO_{composé(i)}$) a été calculée en ayant recours aux équations (Eq. II.7-II.9); exprimant la notion d'un équivalent DCO de 1 g d'un composé (" $i_{DCO, composé}$ ").

$$DCO_{composé_i} = i_{DCO,composé} \times Masse\ totale\ du\ composé_i \quad (II.7)$$

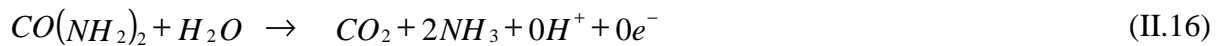
$$i_{DCO,composé} = \frac{Nombre\ de\ mole\ d'O_2 \times Poids\ moléculaire\ d'O_2}{Poids\ moléculaire\ du\ composé} \quad (II.8)$$

$$i_{DCO,composé} = \frac{\left(8g_DCO \times Nombre\ d'équivalents-gramme\ d'électrons \right)}{Poids\ moléculaire\ du\ composé} \quad (II.9)$$

Sur base de leurs équations d'oxydation (Eq. II.10-II.15), le " $i_{DCO, composé}$ " des composés identifiés dans nos échantillons d'excréments et d'urines, responsables des DCO mesurées ont été calculés. Ils étaient: 0,45 g DCO/g chlorure, 0,85 g DCO/g créatinine, 0,29 g DCO/g acide urique, 1,08 g DCO/g protéines, 1,07 g DCO/g carbohydrates et 2,88 g DCO/g de lipides.



Bien que l'urée soit un composé important dans l'urine, sa DCO est nulle, ce qui a été prouvé expérimentalement et confirmé théoriquement par l'Equation (II.16) ci-dessous:



En analysant le bilan DCO dans nos échantillons d'urines (c.à.d entre la DCO mesurée et théorique), il apparait qu'il est complètement bouclé, ce qui indique que les composés d'urines qui sont responsables de la DCO mesurée sont la créatinine, acide urique, protéines urinaires et chlorures. Bien qu'une forte corrélation [$P < 0,05$, $R^2 = 0,97$, RMSE (inférieure à l'écart-type) et MBE égal à zéro] a été observée à partir de la relation entre la DCO_{brute} calculée et mesurée dans nos échantillons d'excréments, la régression linéaire observée ($y = 1,44 x$) s'écarte fortement de celle correspondante à une corrélation idéale ($y = 1x$). Cela justifie pourquoi le bilan DCO n'est pas bouclé et pourrait s'expliquer par la présence de bactéries, stercobiline et scatol dans les excréments (Védry *et al.*, 2009), qui malheureusement, n'ont pas été mesurés dans cette étude. Toutefois, Védry *et al.* (2009) ont montré que la stercobiline et le scatol sont présents en quantités infimes alors que la teneur en bactéries dans les excréments produits par habitant et par jour est de 10^{11} cellules vivantes (Védry *et al.*, 2009) et correspond en poids sec à 10,5 g/EH/j. Et, comme les bactéries sont représentées par la formule $C_5H_7O_2N$, avec " $i_{DCO, composé}$ " égal à 1,42 gDCO/g de bactéries vivantes (Batstone *et*

al., 2002), leur contribution en DCO est de 14,91 gDCO/EH/j. En faisant la somme de cette DCO et de celle théorique des composés identifiés dans les excréments (voir Tableau II.2), on obtient une DCO égale à $47,81 \pm 8,57$ gDCO/EH/j. On se rend compte que cette nouvelle DCO théorique est très proche de celle mesurée et dont la valeur est de $47,54 \pm 12,07$ gDCO/EH/j.

Au regard de ce bilan DCO, nous déduisons qu'en plus de des bactéries vivantes, les excréments sont constitués par les différents composés repris au Tableau II.2 et éventuellement ces quantités infimes de scatole et stercobiline selon Védry *et al.* (2009). En outre, nos résultats ont montré que les échantillons d'excréments contenaient encore de la matière organique biodégradable. Cela a été confirmé par le rapport « DCO_{brute}/COT » exprimé en gDCO/gCOT. Pour les échantillons d'excréments, ce rapport était relativement élevé (4,00) comparativement à ceux du méthane (5,33), glucose (2,67) et carbone pur (2,67); théoriquement déterminés à l'aide des équations (Eq.II.17, Eq.II.13 et Eq.II.18, respectivement). Cependant, dans nos échantillons d'urines, ce rapport était de 1,77, ce qui indique que la matière organique est sous sa forme oxydée.



II.3.2 Caractérisation des excréments et urines par l'approche « bilan matière-énergie »

Considérant les valeurs des rations alimentaires équilibrées comme « des entrées dans le réacteur » tel que mentionné dans la section II.2.3, les macronutriments associés à ces rations alimentaires et impliqués dans le bilan matière-énergie correspondent en moyenne à $1222,26 \pm 566,05$; $666,69 \pm 308,76$ et $333,34 \pm 154,38$ kcal/habitant/j respectivement pour les glucides, lipides et protéines. A partir de nos résultats expérimentaux relatifs aux macronutriments dans les excréments et urines (considérés comme sorties), ils ont été convertis sous forme d'énergie chimique (en kcal/habitant/jour) en utilisant la technique de calcul « du domaine des sciences de traitement des eaux usées » vue dans la section II.2.3 afin d'évaluer par la suite, les taux de conversion de ces macronutriments. Ainsi, après le changement d'unité, $31,00 \pm 14,00$, $53,44 \pm 18,76$ et $31,94 \pm 5,59$ kcal/habitant/jour en moyenne dans les excréments et urines, reviennent respectivement aux glucides, lipides et

protéines. Par conséquent, si nous considérons ces valeurs de macronutriments en entrées et sorties d'un corps humain pris comme un réacteur biologique, les taux de conversion des glucides, des lipides et des protéines présentées à la Figure II.3 ont été calculées en utilisant l'équation (Eq. 19) ci-dessous:

$$\eta = 100 * \left(\frac{S_0 - S}{S_0} \right) \quad (\text{II.19})$$

où « η » exprime le taux de conversion (%), « S_0 » étant la quantité d'énergie correspondant à un macronutriment donné « i » dans les « entrées du réacteur » (en kcal/EH/j) et « S » désigne la quantité d'énergie du même macronutriment « i » dans les « sorties du réacteur » (en kcal/EH/j).

Deux techniques de calcul peuvent être utilisées dans cette approche théorique de bilan matière-énergie pour évaluer les flux des macronutriments libérés dans les déchets humains (c.à.d. excréments et urines pris ensemble). Elles sont basées sur les deux paradigmes dominants dans les sciences des nutritionnistes et de traitement des eaux usées. Leurs principes reposent sur l'équivalent énergétique d'un litre d'oxygène dépensé soit pour le métabolisme ou pour le traitement des eaux usées. Pour les nutritionnistes, l'équivalent énergétique d'un litre d'oxygène est égal à 4,82 kcal/ IO_2 (Capelli *et al.*, 1998; Gastinger, 2010) (soit 26,99 kcal/ équivalent gramme d'électrons) tandis que dans le traitement des eaux usées, il correspond à 4,75 kcal/ IO_2 (Edeline, 1997; Henze *et al.*, 2002). Pour les nutritionnistes 1 g de glucides, lipides et protéines donne respectivement 4, 9 et 4 kcal (Laure, 1983). Pourtant, aucune information détaillée n'existe sur la façon dont l'énergie fournie par un macronutriment donné "i" est convertie en son poids équivalent. Ceci pourrait expliquer la raison pour laquelle l'écart de 1,5% qui peut être théoriquement observée entre les résultats calculés en utilisant ces deux techniques de calcul, n'est pas toujours observée.

Dans le but de montrer la technique qui estime mieux les quantités des macronutriments contenus dans les urines et excréments, une comparaison entre les quantités mesurées et calculées selon l'approche de bilan matière-énergie a été faite. Différents écarts ont été observés et dépendent de la technique de calcul utilisée. Les écarts variant de 8 à 11% (8% pour les lipides, 10% de protéines et 11% pour les carbohydrates) et de 0,22 à 0,39% (0,22% de lipides, 0,24% de protéines et 0,39% pour les carbohydrates) ont été observés lorsque les calculs sont faits sur base des techniques respectivement des nutritionnistes et sciences de

l'épuration des eaux usées. Ces écarts (en %) ont été obtenus en comparant les quantités moyennes des macronutriments mesurées dans nos échantillons d'urines et d'excréments (c.à.d. la somme) avec les quantités moyennes calculées sur base des données reprises dans le Tableau II.3_a (calculées par la technique selon les nutritionnistes), puis avec celles relatives aux données du Tableau II.3_b (déterminées selon la technique impliquant les sciences de traitement des eaux usées). Pour éviter que ces Tableaux II.3_a et II.3_b ne se coupent, les données relatives aux rations alimentaires équilibrées 1500 et 3500 kcal/habitant/jour n'y sont pas reprises mais ont été déterminées avec les mêmes techniques.

Les résultats ont montré donc que bien que les deux techniques de calcul théoriques pourraient être exploitées afin de quantifier les macronutriments dans les urines et excréments, celle ayant recours aux sciences de traitement des eaux usées semble plus précise.

Tableau II.3_a: Synthèse des quantités des glucides, lipides et protéines libérées dans des excréments et urines, calculées par l'approche théorique "bilan matière-énergie" considérant le concept selon la logique des nutritionnistes (1^{ère} technique)

Régime alimentaire équilibré ingéré (kcal.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Nature du macronutriment	Quantité par macronutriment correspondante au régime alimentaire équilibré ingéré (kcal.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Quantité par macronutriment libérée dans des excréments et urines (kcal.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Quantité par macronutriment libérée dans des excréments et urines (g.EH ⁻¹ .j ⁻¹)
1800	Glucides	990	24,75	6,19
	Lipides	540	42,12	4,68
	Protéines	270	25,11	6,28
2000	Glucides	1100	27,5	6,88
	Lipides	600	46,8	5,20
	Protéines	300	27,9	6,98
2120	Glucides	1166	29,15	7,29
	Lipides	636	49,61	5,51
	Protéines	318	29,57	7,39
2239	Glucides	1231,45	30,79	7,70
	Lipides	671,7	62,47	6,94
	Protéines	335,85	31,23	7,81
2500	Glucides	1375	34,38	8,59
	Lipides	750	58,5	6,50
	Protéines	375	34,88	8,72
2600	Glucides	1430	35,75	8,94
	Lipides	780	60,84	6,76
	Protéines	390	36,27	9,07
2800	Glucides	1540	38,5	9,63
	Lipides	840	65,52	7,28
	Protéines	420	39,06	9,77

Tableau II.3_b: Synthèse des quantités des glucides, lipides et protéines libérées dans des excréments et urines, calculées par l'approche théorique "bilan matière-énergie" considérant le concept selon la logique du domaine des sciences de traitement des eaux usées (2^{ème} technique)

Régime alimentaire équilibré ingéré (kcal.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Nature du macronutriment	Quantité par macronutriment correspondante au régime alimentaire équilibré ingéré (kcal.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Quantité par macronutriment libérée dans des excréments et urines (kcal.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Quantité par macronutriment libérée dans des excréments et urines (équivalents-grammes d'électrons.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Quantité par macronutriment libérée dans des excréments et urines (g DCO.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Quantité par macronutriment libérée dans des excréments et urines (g.EH ⁻¹ .j ⁻¹)
1800	Glucides	990	24,75	0,93	7,44	6,95
	Lipides	540	42,12	1,58	12,66	4,40
	Protéines	270	25,11	0,94	7,55	6,99
2000	Glucides	1100	27,5	1,03	8,27	7,72
	Lipides	600	46,8	1,76	14,07	4,88
	Protéines	300	27,9	1,05	8,39	7,76
2120	Glucides	1166	29,15	1,10	8,76	8,19
	Lipides	636	49,61	1,86	14,91	5,18
	Protéines	318	29,57	1,11	8,89	8,23
2239	Glucides	1231,45	30,79	1,16	9,25	8,65
	Lipides	671,7	62,47	2,35	18,78	6,52
	Protéines	335,85	31,23	1,17	9,39	8,69
2500	Glucides	1375	34,38	1,29	10,33	9,66
	Lipides	750	58,5	2,20	17,58	6,11
	Protéines	375	34,88	1,31	10,48	9,71
2600	Glucides	1430	35,75	1,34	10,75	10,04
	Lipides	780	60,84	2,29	18,29	6,35
	Protéines	390	36,27	1,36	10,90	10,09
2800	Glucides	1540	38,5	1,45	11,57	10,81
	Lipides	840	65,52	2,46	19,69	6,84
	Protéines	420	39,06	1,47	11,74	10,87

Bref, cette approche ayant recours aux sciences de traitement des eaux usées a permis d'observer à la Figure II.5 (pour un équivalent habitant), une relation entre les quantités de macronutriments contenus dans les urines et excréments (pris ensemble) et des rations alimentaires équilibrées consommées (exprimées en énergie chimique totale: kcal / habitant / jour). L'avantage de cette relation est qu'elle permet d'estimer, pour un équivalent habitant, la pollution contenue dans les eaux noires sous forme de macronutriments, pour n'importe quel pays, si on connaît la valeur moyenne de sa ration alimentaire équilibrée (exprimée en énergie chimique totale).

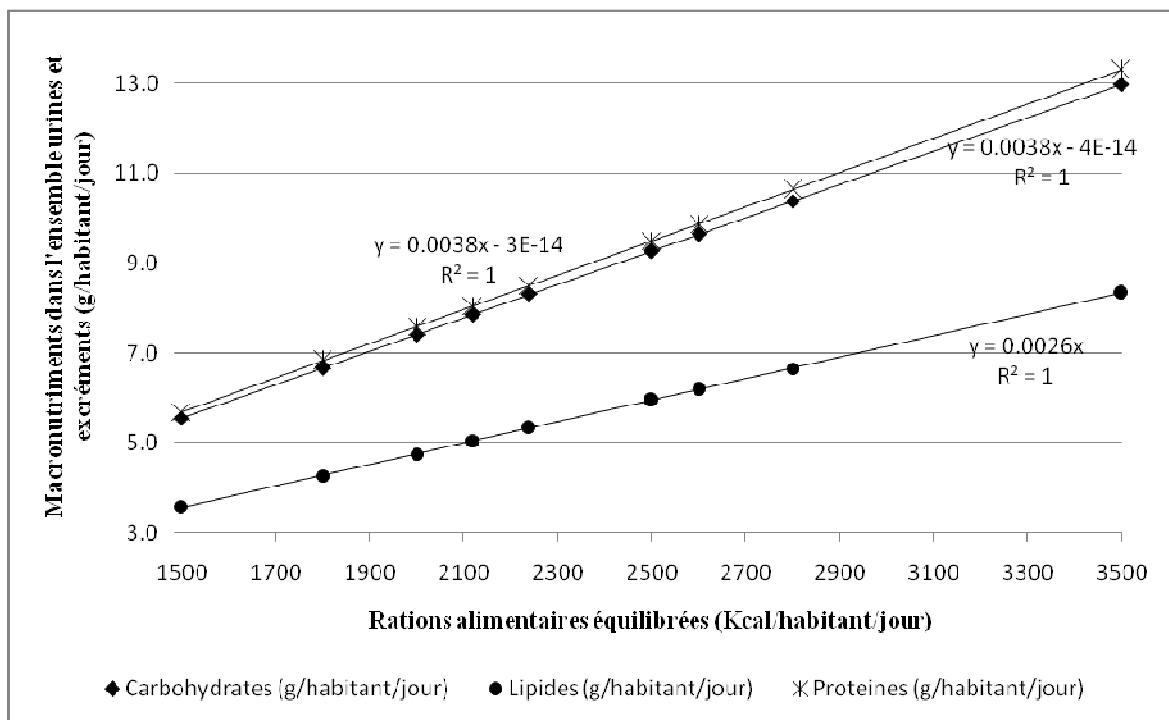


Figure II.5: Estimation des macronutriments dans les excréments et urines (pris ensemble) en fonction des rations alimentaires équilibrées consommées

II. 3.3 Caractérisation des échantillons étudiés (partie de l'étude menée au Burundi)

Les quantités par équivalent habitant et par jour des papiers toilette, détergents pour lave-linge et savons de douche utilisés à Bujumbura ont été mis en évidence. Le Statistica[®] a de nouveau été utilisé pour traiter les données. Les résultats de mesure des paramètres de pollution relatifs à ces mêmes produits (DCO_{brute} , DBO_5 et DBO_{10}) ont également été présentés.

Ainsi, cette étude a montré que les quantités de papiers de toilette utilisés par équivalent habitant et par jour à Bujumbura suit une distribution gaussienne, ce qui donne $12,2 \pm 0,4$ g papiers de toilette/EH/j (voir Figure II.6).

Ce résultat est proche de celui publié par Védry *et al.* (2009) (12 g/EH/j) mais s'écarte respectivement de ceux publiés par National Bag It and Bin It Campaign (1995) (19,4 g/EH/j) et Friedler *et al.* (1996) (7,81 g/EH/j).

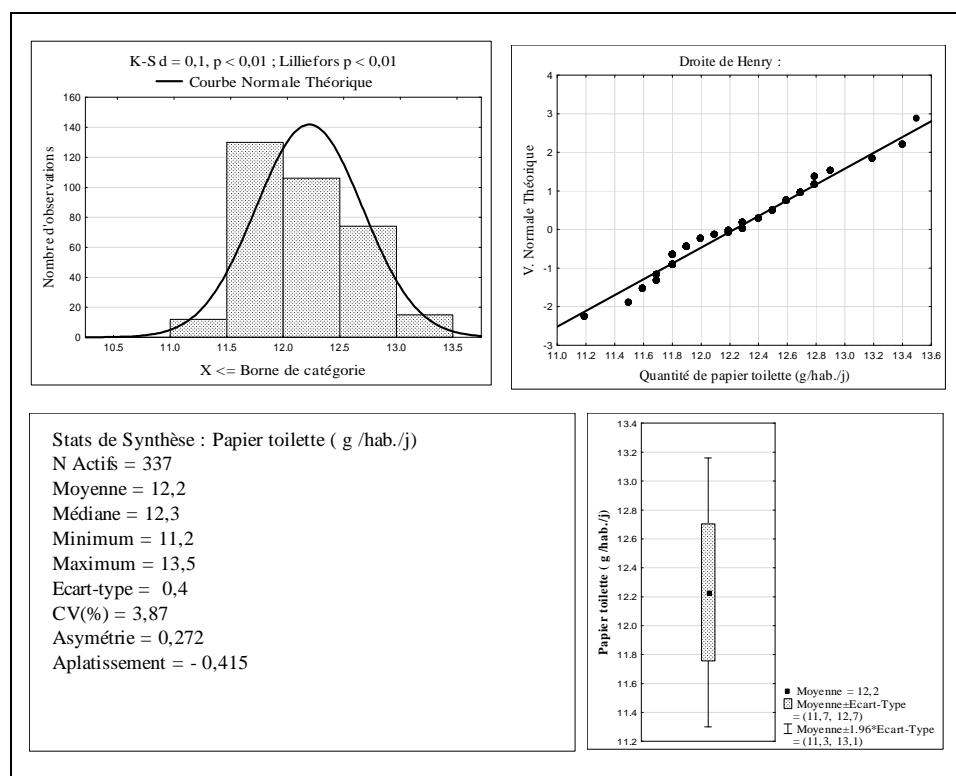


Figure II.6: Synthèse des statistiques élémentaires des résultats d'enquête d'utilisation des papiers toilette (g/EH/j) à Bujumbura

Par rapport aux détergents pour lave-linge, cette étude a révélé que les quantités utilisées par équivalent habitant à Bujumbura sont également distribuées suivant une gaussienne, ce qui donne $14,7 \pm 0,4$ g détergents/EH/j (Figure II.7 en **Annexe II.4**). Des résultats similaires ont été trouvés en Finlande, Norvège et Suède (14,00-15,00 g/EH/j) [mais différent des résultats

du Danemark et Etats-Unis (20,50 et 10,00 g/EH/j, respectivement); (Eriksson *et al.*, 2002)]. En ce qui concerne l'utilisation de savons de douche, cette étude a révélé que plusieurs variétés de savons sont employés et les quantités utilisées par équivalent habitant à Bujumbura sont également gaussiennes, ce qui donne $5 \pm 0,3$ g savons/EH/j (Figure II.8 en **Annexe II.4**). Ce résultat diffère de celui donné par Eriksson *et al.* (2002) pour le cas de Suède (2,5 g/EH/j).

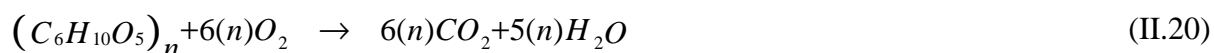
Le Tableau II.4 montre la pollution associée à ces trois produits.

Tableau II.4: Caractéristiques des papiers de toilette, détergents pour lave-linge et savons de douche (partie d'étude menée à Bujumbura-Burundi).

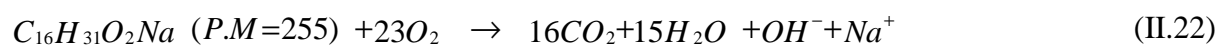
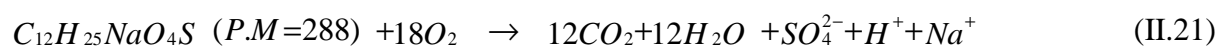
Les $DBO_{5\text{ brute}}$ et $DBO_{10\text{ brute}}$ ont été déterminées sur des solutions contenant 1 g de produit « i » par litre.

Désignation	DCO_{brute} (g DCO/g de produit « i »)	$DBO_{5\text{ brute}}$ (mg O_2/l)	$DBO_{10\text{ brute}}$ (mg O_2/l)
Papier de toilette	$1,16 \pm 0,03$	0,00	13 ± 6
Détergent pour lave-linge (marque « NOMI »)	$1,25 \pm 0,37$	0,00	23 ± 6
Savon de douche (marque « Fa »)	$1,77 \pm 0,49$	800 ± 50	$1,100 \pm 50$

En comparant la DCO_{brute} mesurée de papier de toilette avec celle théorique de cellulose (1,185 g DCO/g de cellulose) calculée à partir de son équation d'oxydation (Equation II.20), il apparaît que les papiers de toilette sont essentiellement constitués de cellulose et peut-être avec quelques traces d'autres produits. La comparaison de notre DCO mesurée de détergent pour lave-linge (« NOMI ») avec la DCO théorique de laurylsulfate de sodium comme exemple d'un détergent (2,00 g DCO/g laurylsulfate de sodium), a montré que nos échantillons de détergents peuvent être constitués d'un mélange de différents produits. Les mêmes constats ont été observés pour le cas de comparaison de DCO mesurée de savon de douche (« Fa ») avec celle théorique de palmitate de sodium comme exemple d'un savon (2,88 g DCO/g palmitate de sodium). Ces DCO théoriques de laurylsulfate de sodium et de palmitate de sodium ont été obtenues en exploitant les équations (Eq. II.21 et Eq. II.22).



Avec n désignant le nombre de résidus glucose se trouvant dans la molécule de cellulose.



Ainsi, en tenant compte des quantités des papiers de toilette, détergents pour lave-linge et des savons de douche utilisés par équivalent habitant à Bujumbura et des i_{DCO} associés, les contributions DCO de chacun de ces produits par habitant et par jour correspondent respectivement à $14,15 \pm 0,9$ g DCO; $18,4 \pm 6,09$ g DCO et $8,85 \pm 3,1$ g DCO.

II.3.4 Synthèse incluant les mesures menées en Belgique, au Burundi et la caractérisation des eaux grises provenant de la cuisine

En ce qui concerne la caractérisation des eaux grises provenant d'éviers de cuisine, les échantillons de 24h ne pouvaient être recueillis dans notre étude en raison d'un manque d'équipements. Toutefois, leur valeur DCO publiée par Henze *et al.* (2008) (soit 16 kg DCO/EH/an ou 43,83 g DCO/EH/j) a été prise en compte pour les calculs des macronutriments liés à ces eaux. Notre étude suppose que ces macronutriments proviennent de la préparation des aliments et vaisselle. Les quantités par équivalent habitant des détergents pour lave-vaisselle ont été négligées du fait de manque de données. Autrement dit, ces eaux grises devraient refléter les mêmes pourcentages que ceux des aliments de provenance [55, 30 et 15 % (pourcentages exprimés en énergie) respectivement pour les glucides, lipides et protéines; Lavoie (2012)]. Partant de ces données disponibles, les calculs ont été réalisés en ayant recours à la technique de calcul faisant intervenir les notions des sciences de traitement des eaux usées, vu à la section II.3.2, ce qui ont conduit à 22,53 g glucides/EH/j; 4,57 g lipides/EH/j et 6,08 g de protéines/EH/j.

Henze *et al.* (2008) ont indiqué que l'azote total dans les eaux d'éviers de cuisine est essentiellement sous forme d'azote Kjeldahl et est égal à 0,3 kg N/EH/an (soit 0,82 g N/EH/j). Ce résultat est proche de 0,97 g N/EH/j, calculé en utilisant 16 % (pourcentage exprimé en poids/poids) de la teneur d'azote dans les protéines, sur la quantité de protéines présente dans ces eaux grises d'éviers de cuisine.

Les Tableaux II.5 et II.6 résument pour un équivalent habitant, respectivement la répartition de la DCO brute par source de pollution et les quantités totales des principaux composés

chimiques (tenant compte de toutes les sources de pollution) contenues dans les eaux usées domestiques. La connaissance des quantités de ces principaux composés chimiques constitue une base de données utile, surtout pour les études qui s'intéresseraient à la modélisation des processus biologiques se produisant dans des fosses septiques.

En d'autres termes, ces résultats sont la synthèse de toutes les campagnes de mesure menées (en Belgique et au Burundi), en plus des données de la littérature par rapport aux sources non étudiées dans notre étude (cas du phosphore et potassium notamment). La masse totale d'un composé « i » a donc été calculée en faisant la somme des masses de celui-ci contenues dans chacune des sources de pollution (eaux grises et noires).

Ainsi, la valeur de DCO brute obtenue dans cette étude (pour un équivalent habitant) est très proche de celle citée par Vasel (1992) (135,00 g DCO/EH/j), mais différente de celle de Henze *et al.* (2008) [105,00 à 200,00 g DCO/EH/j (150,00 g DCO / habitant / jour en moyenne)].

Cette étude suppose que la demande chimique en oxygène (DCO) correspondante à un équivalent habitant varie en fonction du niveau de vie par pays, ce qui veut dire que l'équivalent habitant de la Belgique diffère de l'équivalent habitant du Burundi. La principale différence pourrait provenir de la DCO des eaux noires. Par ailleurs, cette étude suppose qu'il n'y a pas de différence très importante d'un pays à l'autre par rapport aux eaux grises. Par conséquent, les données relatives aux eaux grises présentées dans le tableau II.4 sont acceptables soit au Burundi ou en Belgique. En d'autres termes, la DCO des eaux noires peut être estimée en exploitant la Figure II.5 et l'équation (Eq.II.7) ainsi que l'équivalent DCO de 1 g d'un composé donné (" $i_{DCO, composé}$ ") calculé dans ce cas-ci à partir des équations (Eq.II.13-II.15) et en exploitant également les données relatives au chlorure, créatinine et acide urique telles que leur " i_{DCO} " et leurs charges polluantes, toutes présentées à la section II.3.1. Ainsi, si l'on considère la moyenne de 1800 et 3200 kcal/habitant/jour comme ration alimentaire équilibrée respectivement des Burundais et des Belges (Charvet, 2007), la demande chimique en oxygène totale (DCO) qui représente l'ensemble des eaux noires et grises produites par un équivalent habitant, peut être estimée en exploitant les considérations précédentes. Par conséquent, $117,08 \pm 10,09$ gDCO/habitant/jour pour le Burundi et $138,75 \pm 20,09$ gDCO/habitant/jour pour la Belgique, ont été trouvés.

Tableau II.5: Répartition de la COD_{brute} par sources de pollution dans les eaux grises et noires étudiées en Belgique et Bujumbura (Burundi).

Les valeurs de sources non étudiées sont prises de la littérature. Les résultats sont exprimés par rapport à un équivalent habitant.

Origine de pollution dans les eaux usées domestiques	Quantité de pollution par source exprimée en poids frais (g/EH/j)	Quantité de pollution par source exprimée en DCO brute (g DCO/EH/j)	Pourcentage (%)
Excréments (DCO_{brute} mesurée)	225,70 ± 90,38	47,54 ± 12,07	34,32
Excréments ($\Sigma DCO_{calculées}$) ^a	225,70 ± 90,38	47,81 ± 8,57	-
Urines (DCO_{brute} mesurée)	1,58 ± 0,5 ^b	5,75 ± 1,27	4,15
Urines ($\Sigma DCO_{calculées}$) ^c	1,58 ± 0,5 ^b	5,71 ± 1,25	-
Papiers toilette	12,2 ± 0,4	14,15 ± 0,9	10,22
Détergents pour lavage du linge	14,7 ± 0,4	18,4 ± 6,09	13,28
Savons de douche	5,0 ± 0,3	8,85 ± 3,1	6,39
Eaux d'éviers de cuisine	-	43,83 ^d	31,64
Total (des DCO_{brutes} mesurées)	-	138,52 ± 23,43	100
Total (Tenant compte pour les excréments et urines, les $DCO_{calculées}$ à partir des composés identifiés dans les échantillons)	-	138,75 ± 19,91 g DCO.EH ⁻¹ .j ⁻¹	-

^a: Somme des DCO incluant celles des composés identifiés dans les excréments (c.à.d les composés ayant une réponse positive au test de DCO) par cette étude et celle des bactéries (donnée publiée par Védry *et al.* (2009)) ;

^b: Volume d'urine exprimé en litre/EH/j;

^c: Somme des DCO incluant celles des composés identifiés dans les urines (composés ayant une réponse positive au test de DCO);

^d: Une valeur reprise de l'étude publiée par Henze *et al.* (2008).

Tableau II.6: Quantités des principaux composés (pour un équivalent habitant) dans les eaux grises et noires étudiées(en Belgique et au Burundi).

Ces quantités incluent également des données de la littérature pour les cas où un composé donné « i » n'a pas été mesuré dans une source de pollution « y » (notamment pour les cas de phosphore , azote et potassium).

Principaux composés chimiques des flux entrants dans des fosses septiques	Quantité par habitant et par jour
Carbohydrates (g/EH/j)	43,44 ± 4,35
Lipides (g/EH/j)	10,15 ± 1,96
Protéines (g/EH/j)	14,99 ± 1,57
Détergents pour lave-linge (g/EH/j)	14,7 ± 0,4
Savons de douche (g/EH/j)	5,00 ± 0,3
Créatinine (g/EH/j)	1,08 ± 0,34
Acides aminés urinaires (g/EH/j)	0,37 ± 0,18
Azote total (g/EH/j)	10,6 ± 3,27
Phosphore total (g/EH/j)	4,41 ± 1,02
Potassium	4,38

Il ressort du Tableau II.5 que de la DCO_{brute} correspondant à un équivalent habitant, 34,32 % proviennent des excréments, 31,64 % des eaux d'éviers de cuisine, 13,28 % des détergents pour lave-linge, 10,22 % des papiers toilette, 6,39 % des savons de douche et 4,15 % proviennent des urines. En d'autres termes, les eaux noires (incluant les excréments, urines et papiers de toilette) renferment 48,69 % (p/p) de la DCO_{brute} des eaux usées produites au niveau de la parcelle tandis que les eaux grises (réparties en eaux usées des douches, eaux usées de lave-linge et eaux usées d'éviers de cuisine) contiennent 51,31 % (p/p).

En ce qui concerne l'azote total rejeté par un équivalent habitant (Tableau II.7), cette étude a montré que dans les eaux usées domestiques, 81,00 % sont produites dans les urines, 11,30 % dans les excréments et 7,70 % dans les eaux grises en provenance d'éviers de cuisine; et s'y trouve essentiellement sous forme d'azote Kjeldhal. Le résultat d'azote total obtenu (c'est à dire 10,60 ± 3,27 g N/EH/j.) est assez proche de ceux publiés par Henze *et al.* (2008) [soit 8-13,7 g N/EH/j. (pour des cas d'études menés au Brésil, Egypte et Turquie), mais diffère de ceux menés en Allemagne (10,95-16,44 g N/EH/j.), puis au Danemark et Etats-Unis (13,7-19,2 g N/EH/j.), respectivement].

Par rapport à la répartition de phosphore (Tableau II.7), les excréments constituent une source importante (57,82 %) comparativement aux autres sources de pollution [urines (31,75 %), eaux grises provenant des douches et des buanderies (6,12 %) et eaux grises provenant d'éviers de cuisine (4,31%)]. Le résultat de phosphore total obtenu (c'est à dire $4,41 \pm 1,02$ g P/EH/j.) diffère de ceux publiés par Henze *et al.* (2008) [soit variant de 1,10 à 3,28 g P/EH/j. (pour différents cas d'études menées au Brésil, Egypte, Danemark, Allemagne, Turquie et Etats-Unis)]. Cette différence pourrait être expliquée par les méthodologies utilisées.

En ce qui concerne l'équivalent habitant correspondant à l'élément potassium, l'essentiel des résultats provient de la littérature parce que dans le cadre de la présente étude, les mesures n'ont été effectuées que sur des échantillons d'urines (soit au laboratoire de la Clinique de Libramont) pour des raisons techniques liées à l'indisponibilité de l'électrode spécifique dans d'autres cas. La charge polluante du potassium dans nos échantillons d'urines était de $2,56 \pm 0,47$ g/EH/j et se situe dans la même gamme des résultats des études antérieures (voir le Tableau II.1 vu auparavant). Dans les eaux usées provenant des éviers de cuisine, un équivalent habitant correspond à 0,15 kg K/EH/an (soit 0,41 g K/EH/j), de même pour l'ensemble des eaux grises provenant des douches et des buanderies (Henze *et al.*, 2008) . D'après l'étude menée sur les eaux noires en se concentrant sur les excréments, Gotaas (1956) cité par Mara et Horan (2003) a trouvé des valeurs variant de 0,40 à 1,80 g K/EH/ j. La somme des quantités dans ces diverses sources de pollution -[soit nos échantillons d'urine , les eaux grises de la cuisine et des douches ainsi que celles des buanderies (Henze *et al.*, 2008), les eaux noires Gotaas (1956) cité par Mara et Horan (2003)]- a permis d'observer des valeurs variant de 3,78 à 5,18 g K/EH/j. Le résultat publié par Henze *et al.* (2008) selon lequel un individu génère 4,38 g K/EH/j) semble être une valeur centrale pouvant être considérée également dans notre étude . Par conséquent , cette dernière est considérée comme valeur de référence pour l'équivalent habitant de potassium.

Tableau II.7: Répartition de l'azote et du phosphore par sources de pollution dans les eaux grises et noires étudiées en Belgique.

Les valeurs de sources non étudiées sont prises de la littérature. Les résultats sont exprimés par rapport à un équivalent habitant. Les papiers de toilette, eaux grises provenant des douches/baignoires et buanderies ne contiennent pas d'azote.

Origine de pollution	Azote total (g N/EH/j)	Pourcentage (%)	Phosphore total (g P/EH/j)	Pourcentage (%)
Excréments	1,20 ± 0,18	11,32	2,55 ± 0,49	57,82
Urines	8,58 ± 3,09	80,94	1,40 ± 0,53	31,75
Eaux d'éviers de cuisine	0,82 ^a	7,74	0,19 ^b	4,31
Eaux de douche et de lave-linge	-	-	0,27 ^c	6,12
Total	10,60 ± 3,27	100	4,41 ± 1,02	100

^{a, b, c}: Valeurs publiées par (Henze *et al.* (2008))

II.4 Conclusion

Cette étude a été réalisée dans le but d'analyser en détail les caractéristiques des eaux grises et noires (excréments, urines, savons de douche, détergents pour lave-linge et les eaux d'éviers de cuisine). La demande chimique en oxygène (DCO) correspondant à un équivalent habitant a été déterminée et équivaut à $117,08 \pm 10,09$ gDCO/EH/j et $138,75 \pm 20,09$ gDCO/EH/j respectivement pour le Burundi et la Belgique. Cette DCO est répartie en fonction de la DCO totale en six différentes sources à savoir: excréments (34,32%); eaux d'éviers de cuisine (31,64%); détergents pour lave-linge (13,28%); papiers de toilette (10,22%); savons de douche (6,39%) et urines (4,18 %). Différents principaux composés chimiques présents dans les eaux grises et noires (c.à.d. correspondants à un équivalent habitant) ont également été évalués dans cette étude et ont donné des résultats variant de $0,37 \pm 0,18$ (pour les acides aminés urinaires) à $43,44 \pm 4,35$ g/EH/j (pour les glucides), avec des valeurs de $4,41 \pm 1,02$; $10,15 \pm 1,96$; $10,6 \pm 3,27$ et $14,99 \pm 1,57$ g/EH/j respectivement pour le phosphore total, les lipides, l'azote total et les protéines. Ces résultats constituent une base de données fiable qui peuvent servir de base pour la détermination d'une formule de "biomole de substrat complexe", qui est utile pour le développement de modèles stœchiométriques et cinétiques précises des processus qui se produisent dans des bioréacteurs de traitement des eaux usées (par exemple, les stations d'épuration ou les fosses septiques en cas de l'assainissement autonome). Elles

pourraient également être utiles pour les scientifiques et décideurs impliqués dans la valorisation de la matière organique soit à des fins de fertilisation ou d'énergie (biogaz).

Bibliographie

- Almeida M. C., Butler D. and Friedler E. (1999). At-source domestic wastewater quality. *Urban Water* **1**(1), 49-55.
- American Public Health Association, American Water Works Association and American Water Works Association (1985). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. American Public Health Association, New York, 1193 p.
- Armanios D. E. and Fisher J. B. (2014). Measuring water availability with limited ground data: assessing the feasibility of an entirely remote-sensing-based hydrologic budget of the Rufiji Basin, Tanzania, using TRMM, GRACE, MODIS, SRB, and AIRS. *Hydrological Processes* **28**(3), 853-67.
- Ban Z. and Dave G. (2004). Laboratory studies on recovery of N and P from human urine through struvite crystallisation and zeolite adsorption. *Environ. Technol.* **25**(1), 111-21.
- Bathalon G. P., Tucker K. L., Hays N. P., Vinken A. G., Greenberg A. S., McCrory M. A. and Roberts S. B. (2000). Psychological measures of eating behavior and the accuracy of 3 common dietary assessment methods in healthy postmenopausal women. *Am. J. Clin. Nutr.* **71**(3), 739-45.
- Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavilin V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. IWA-Publishing, London, 77 p.
- Beckman Coulter (2000). *Synchron LX®20 Clinical System. Chemistry Information Manual*. Beckman Coulter, Fullerton (California).
- Capelli C., Pendergast D. R. and Termin B. (1998). Energetics of swimming at maximal speeds in humans. *Eur J. Appl. Physiol.* **78**(5), 385-93.
- Chaggu E. J., Sanders W. and Lettinga G. (2007). Demonstration of anaerobic stabilization of black water in accumulation systems under tropical conditions. *Bioresour. Technol.* **98**(16), 3090-7.
- Charvet J.-P. (2007). *L'alimentation dans le monde*. Editeur Larousse, Paris, 128 P.
- Christova-Boal D., Eden R. E. and McFarlane S. (1996). An investigation into greywater reuse for urban residential properties. *Desalination* **106**(1-3), 391-7.
- Clarys P., Deriemaeker P., Huybrechts I., Hebbelinc M. and Mullie P. (2013). Dietary pattern analysis: a comparison between matched vegetarian and omnivorous subjects. *Nutrition J.* **12**(82), 1-6.
- Coelho A. L. S. S., do Nascimento M. B. H., Cavalcanti P. F. F. and van Haandel A. C. (2003). The UASB reactor as an alternative for the septic tank for on-site sewage treatment. *Water Sci. Technol.* **48**(11-12), 221-6.

- Cuyper K. D. and Loutz S. (1992). Les caractéristiques des eaux usées domestiques. *Tribune de l'eau* **45**(560/6), 7-19.
- de Araújo W. R., Salles M. O. and Paixão T. R. L. C. (2012). Development of an enzymeless electroanalytical method for the indirect detection of creatinine in urine samples. *Sensors and Actuators B* **173**, 847-51.
- Dixon A., Butler D., Fewkes A. and Robinson M. (2000). Measurement and modelling of quality changes in stored untreated grey water. *Urban Water* **1**(4), 293-306.
- Eckenfelder W. W. (1982). *Gestion des eaux urbaines et industrielles*. Technique & Documentation (Lavoisier), Paris.
- Edeline F. (1997). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p.
- Effebe K. R. (2008). *Lagunage anaérobie: Modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 165 p.
- Eriksson E., Auffarth K., Henze M. and Ledin A. (2002). Characteristics of grey wastewater. *Urban Water* **4**(1), 85-104.
- Ezeagu I. E., Petzke J. K. and Metges C. C. (2002). Seed protein contents and nitrogen-to-protein conversion factors for some uncultivated tropical plant seeds. *Food Chem.* **78**(1), 105-9.
- Friedler E., Brown D. M. and Butler D. (1996). A study of WC derived sewer solids. *Water Sci. Technol.* **33**(9), 17-24.
- Galleguillos M. and Vassel J.-L. (2011). Landfill leachate characterization for simulation of biological treatment with Activated Sludge Model N° 1 and Activated Sludge Model N° 3. *Environ. Technol.* **32**(11), 1259-67.
- Gastinger S. (2010). *Mesure ambulatoire des mouvements thoraciques et abdominaux: Développement d'un prototype pour l'estimation de la dépense énergétique*. Ph.D. Thesis, Sciences et Techniques des Activités Physiques et Sportives, Université de Rennes 2, 165 p.
- Gerba C. P., Straub T. M., Rose J. B., Karpiscak M. M. and Foster K. (1995). Water quality of greywater treatment system. *Water Res.* **31**(1), 109-16.
- GHD (2003). *Composting Toilet Demonstration. Feasibility study* Volume 2: Appendices, Series number 68264, GHD Ptd. Ltd., State of Victoria, pp.98.
- Glüer C.-C., Blake G., Lu Y., Blunt B. A., Jergas M. and Genant H. K. (1995). Accurate Assessment of precision errors: How to measure the reproducibility of bone densitometry techniques. *Osteoporosis Int.* **5**(4), 262-70.
- Gotaas J. B. (1956). *Composting: Sanitary Disposal and Reclamation of Organic Wastes*. World Health Organization, Geneva.
- Grandy A. S., Erich M. S. and Porter G. A. (2000). Suitability of the anthrone-sulfuric acid reagent for determining water soluble carbohydrates in soil water extracts. *Soil Biol. Biochem.* **32**(5), 725-7.

- Gray N. F. (2004). *Biology of wastewater treatment. Series on Environmental Science and Management, Vol. 4*. Imperial College Press, London, 1421 p.
- Hall N. G. and Schönfeldt H. C. (2013). Total nitrogen vs. amino-acid profile as indicator of protein content of beef. *Food Chem.* **140**(3), 608-12.
- Heinonen-Tanski H., Sjöblom A., Fabritius H. and Karinen P. (2007). Pure human urine is a good fertilizer for cucumbers. *Bioresour. Technol.* **98**(1), 214-7.
- Heinonen-Tanski H. and van Wijk-Sijbesma C. (2005). Human excreta for plant production. *Bioresour. Technol.* **96**(4), 403-11.
- Heinss U., Larmie S. A. and Strauss M. (1998). *Solids separation and pond systems for the treatment of faecal sludges in the tropics : lessons learnt and recommendations for preliminary design. (SANDEC report; n° 5/98)*. Eawag/Sandec, Duebendorf, Switzerland, 57 p.
- Henze M., Harremoës P., Jansen J.-C. and Arvin E. (2002). *Wastewater treatment: Biological and chemical processes*. Springer-Verlag, Berlin, 430 p.
- Henze M., Van Loosdrecht M. C. M., Ekama G. A. and Brdjanovic D. (2008). *Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design*. IWA publishing, London, 455 p.
- Hudaria F. F., Duarte E. H., Pereirab A. C., Dall'Antonia L. H., Kubota L. T. and Tarleya C. R. T. (2013). Voltammetric method optimized by multi-response assays for the simultaneous measurements of uric acid and acetaminophen in urine in the presence of surfactant using MWCNT paste electrode. *J. Electroanalytical Chemistry* **696**(1), 52-8.
- Ingallinella A. M., Sanguinetti G., Koottatep T., Montangero A. and Strauss M. (2002). The challenge of faecal sludge management in urban areas-strategies, regulations and treatment options. *Water Sci. Technol.* **46**(10), 285-94.
- Jönsson H., A. R. S., Vinnerås B. and Salomon E. (2004). *Guidelines on use of urine and faeces in crop production Report 2004-2*, EcoSanRes Publications series, Stockholm Environment Institute.
- Kirchmann H. and Pettersson S. (1995). Human urine -chemical composition and fertilizer efficiency. *Fertilizer Res.* **40**, 149-54.
- Laure J. (1983). *Nutrition et population en vue de la planification alimentaire*. ORSTOM, Paris, 64 p.
- Lavoie M. E. (2012). *Inflammation, stress oxydant, profil métabolique : influence des apports alimentaires et de la dépense énergétique*. Ph.D. Thesis, Faculté de Médecine, Département de nutrition, Université de Montréal, 259 p.
- Leclerc A., Turrini T., Sherwood K. and Katzman D. K. (2013). Evaluation of nutrition rehabilitation protocol in hospitalized adolescents with restrictive eating disorders. *J. Adolesc. Health* **53**(5), 585-9.
- Lee Watson R. and Langford H. G. (1970). Usefulness of overnight urines in population groups: Pilot studies of Sodium, Potassium and Calcium excretion. *The American Journal of Clinical Nutrition* **23**(3), 290-304.
- Mann H. T. (1979). *Septic tanks and small sewage treatment plants*. Water Research Centre, Stevenage.

- Mara D. and Horan N. (2003). *Handbook of Water and Wastewater Microbiology*. Academic Press, London, 610 p.
- Maunoir S., Philip H. and Rambaud A. (1990). Stimulation of psychrophilic methanation with a septic tank biological activator. *Water Res.* **24**(2), 195 - 205.
- Mbulingwe S. E. (2005). Applicability of a Septic Tank/Engineered Wetland Coupled System in the Treatment and Recycling of Wastewater from a Small Community. *Environ. Manage.* **35**(1), 99-108.
- McCarty P. L. (2001). The development of anaerobic treatment and its future. *Water Sci. Technol.* **44**(8), 149-56.
- Meinzinger F. and Oldenburg M. (2009). Characteristics of source-separated household wastewater flows: a statistical assessment. *Water Sci. Technol.* **59**(9), 1785-91.
- Moletta R., Rambaud A., Maunoir S. and Philip H. (2007). Les additifs à effet biologique dans le traitement des eaux: Application à la digestion anaérobie et la fosse septique. *Techniques - Sciences - Methodes*(10), 31-53.
- Montangero A. and Belevi H. (2007). Assessing nutrient flows in septic tanks by eliciting expert judgement: A promising method in the context of developing countries. *Water Res.* **41**(5), 1052-64.
- Montangero A., M. Strauss M. and Dembélé A. (2000). Gestion des boues de vidange : Parent pauvre de l'assainissement et défi à relever. In: *12^{ème} conférence des centres du réseau international de formation à la gestion de l'eau et des déchets (RIF/ITN) d'Afrique*, Eawag/Sandec Ouagadougou.
- Moussavi G., Kazembeigi F. and Farzadkia M. (2010). Performance of a pilot scale up-flow septic tank for on-site decentralized treatment of residential wastewater. *Process Safety and Environmental Protection* **88**(1), 47-52.
- National Bag It and Bin It Campaign (1995). *Leedex Public Relations*. Water UK, London
- Nolde E. (1999). Greywater reuse systems for toilet flushing in multistorey buildings-over ten years experience in Berlin. *Urban Water* **1**(4), 275-84.
- Philip H., Maunoir S., Rambaud A. and Philippi L. S. (1993). Septic tank sludges: accumulation rate and biochemical characteristics. *Water Sci. Technol.* **28**(10), 57-64.
- Philip H., Rambaud A. and Bontoux J. (1987). The role and performance of septic tank in individual sanitation: effect of biological activators. *Water Sci. Technol.* **19**, 1287-9
- Philip H., Rambaud A. and Vasel J. L. (2008a). Assainissement non collectif des habitations- Evolution technique et réglementaire. *Techniques de l'ingénieur W 6 601*, 1-6.
- Philip H., Rambaud A. and Vasel J. L. (2008b). Assainissement non collectif des habitations- Fonctionnement et dimensionnement. *Techniques de l'ingénieur W 6 602*, 1-20.
- Polprasert C. (2007). *Organic Waste Recycling. Technology and Management*. John Wiley & Sons, New York, pp. 407.

- Pradhan S., Hoover M. T., Clark G. H., Gumpertz M., Wollum A. G., Cobb C. and Strock J. (2008). Septic tank additive impacts on microbial populations. *J. Environ. Health* **70**(6), 22-7.
- Pradhan S. K., Holopainen J. K. and Heinonen-Tanski H. (2009). Stored human urine supplemented with wood ash as fertiliser in tomato (*Solanum lycopersicum*) cultivation and its impacts on fruit yield and quality. *J. Agric. Food Chem.* **57**(16), 7612-7.
- Ramsay I. R. (1997). *Modelling and control of high-rate anaerobic wastewater treatment systems*. Ph.D. Thesis, School of Engineering, University of Queensland (Brisbane).
- Raunkjaer K., Hvitved-Jacobsen T. and Nielsen P. H. (1994). Measurement of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater. *Water Res.* **28**(2), 251-62.
- Rondel C. (2009). *Synthèse et propriétés de mélanges de nouvelles molécules polyfonctionnelles lipopeptidiques tensioactives*. Ph.D. Thesis, Sciences des Agroressources, Université de Toulouse, 248 p.
- Schouw N. L., Danteravanich S., Mosbaek H. and Tjell J. C. (2002). Composition of human excreta - a case study from Southern Thailand. *Science of The Total Environment* **286**(1-3), 155-66.
- Shin H.-S., Lee S.-M., Seo I.-S., Kim G.-O. and Song J.-S. (1998). Pilot-scale SBR and MF operation for the removal of organic and nitrogen compounds from greywater. *Water Sci. Technol.* **38**(6), 80-8.
- Siegrist H., Witt M. and Boyle W. C. (1976). Characteristics of rural household wastewater. *J. Environ. Eng. Division* **102**(EE3), 533-48.
- Smith M. R., Penner M. H., Bennet S. E. and Bakalinsky A. T. (2011). Quantitative colorimetric assay for total protein applied to the red wine Pinot Noir. *J. Agric. Food Chem.* **59**(13), 6871-6.
- Strauss M., Larmie S. A., Heinss U. and Montangero A. (2000). Treating faecal sludges in ponds. *Water Sci. Technol.* **42**(10-11), 283-90.
- Surendran S. and Wheatley A. D. (1998). Grey-water reclamation for non-potable re-use. *Water Environ. J.* **12**(6), 406-13.
- Udert K. M., Larsen T. A., Biebow M. and Gujer W. (2003). Urea hydrolysis and precipitation dynamics in a urine-collecting system. *Water Res.* **37**(11), 2571-82.
- Vasel J. L. (1992). La fosse septique: Les dispositifs d'épuration. *Tribune de l'eau* **45**(560/6), 23-45.
- Védry B., Kuen R. L. and Husson G. (2009). Examen biologique d'un filtre à sable à hélophytes. *Eur. j. water qual.* **40**(1), 17-33.
- Winker M., Vinnerås B., Muskolus A., Arnold U. and Clemens J. (2009). Fertiliser products from new sanitation systems: Their potential values and risks. *Bioresour. Technol.* **100**(18), 4090-6.
- Wolgast M. (1993). *Rena vatten. om tankar i kretslopp*. Crenom HB, Uppsala (in Swedish).

Chapitre III

ETUDE DES PROCESSUS DE DECANTATION DES PARTICULES SOLIDES DANS DES FOSSES SEPTIQUES

Résumé

Les fosses septiques constituent, pour la plupart des villes des pays en développement, un des dispositifs les plus utilisés pour traiter leurs eaux usées à la parcelle. Malheureusement dans ces pays, aucune réglementation n'existe pour leur conception et dimensionnement alors que tout cela exige à priori une maîtrise des processus de décantation et de dégradation. La présente étude s'est donc proposée de : (i) faire des essais de décantation sur des effluents d'entrée dans des fosses septiques afin d'évaluer leur décantabilité; (ii) faire des essais de décantation sur des effluents de sortie des fosses septiques afin de vérifier si à la sortie de ces dernières, il y a encore de la matière susceptible de décanter. Les résultats ont montré que les effluents d'entrée des fosses septiques présentent une bonne décantabilité et que néanmoins à la sortie de ces ouvrages, il y a encore des matières en suspension susceptibles de décanter. Cela implique la nécessité d'instaurer au Burundi une réglementation pour le dimensionnement des fosses septiques et leur période de vidange afin de protéger les dispositifs de traitement en aval (en remplacement des puits perdants qui sont d'application actuellement).

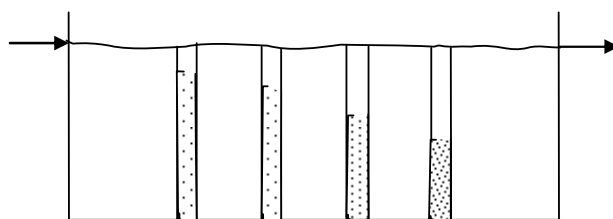
Mots clés: Décantation, Eaux usées domestiques, Fosses septiques, Colonne de décantation, Burundi

III. 1 Introduction

Les fosses septiques (FS) sont conçues pour assurer deux fonctions importantes (décantation des particules solides et digestion anaérobie de la matière organique décantée)(Philip *et al.*, 2008). Cela signifie qu'une bonne conception de tels ouvrages exige de tenir compte des processus de décantation (Piro *et al.*, 2011b). A la lumière de la littérature, des essais de décantation sur colonne sont très utiles afin de mobiliser tous les paramètres nécessaires pour le dimensionnement des dispositifs de décantation (Lannoy *et al.*, 1981; Tay, 1982; González *et al.*, 2007; Piro *et al.*, 2011a; Piro *et al.*, 2011b; Krishnappan *et al.*, 2012). Cela signifie qu'un certain nombre d'éléments [surface utile de décantation, capacité utile du décanteur, pourcentage de rétention des particules dans le décanteur aussi appelé pourcentage d'enlèvement des particules (cas des essais sur colonne), temps de rétention hydraulique dans le décanteur, vitesse ascensionnelle, etc.] sont nécessaires pour concevoir et dimensionner ces dispositifs (Blazy *et al.*, 1999; González *et al.*, 2007; Philip *et al.*, 2008). Dans ce sens, Philip *et al.* (2008) rappelle que la théorie de la décantation permet d'expliquer qu' une fosse septique ayant une grande surface utile de décantation (fosse septique horizontale) est plus performante que celle dont l'aire de la section horizontale est plus petite (fosse septique verticale), même si le volume est identique. Ces auteurs ont également donné des règles de dimensionnement des fosses septiques selon lesquelles le rapport débit de pointe (" Q_p ") - surface utile de décantation (" S_u ") doit être inférieur ou égal à 0,6 m/h de vitesse

ascensionnelle (" C_h ") ($Q_p/S_u \leq 0,6$). Malheureusement, dans la ville de Bujumbura (Burundi) où notre étude a été réalisée, aucune réglementation n'existe en matière de dimensionnement de ces équipements alors qu'ils sont majoritairement utilisés dans la gestion des eaux usées à la parcelle. Une nécessité de faire des essais de décantation s'impose afin de quantifier surtout à la sortie de ces dispositifs, s'il y a encore de la matière susceptible de décanter. D'ailleurs, sur base de la revue de la littérature, peu d'études se sont intéressées à quantification, des processus de décantation dans les fosses septiques. La présente étude vise à : (i) faire des essais de décantation sur des effluents d'entrée dans des fosses septiques afin d'évaluer leur décantabilité; (ii) faire des essais de décantation sur des effluents de sortie des fosses septiques afin de vérifier si à la sortie de ces dispositifs, il y a encore de la matière susceptible de décanter. Quelques hypothèses ont été formulées pour mieux comprendre ces phénomènes de décantation dans la fosse septique:

- ❖ Les particules qui entrent dans une fosse septique sont des suspensions hétérodisperses flocculantes dont les particules sédimentent à des vitesses différentes et que certaines peuvent en rattraper d'autres pour former un flocon plus gros et décanter plus vite que chacune des particules de départ (Edeline, 1992);
- ❖ La suspension se partage uniformément entre diverses profondeurs de la fosse septique, de sorte que l'effluent est un mélange de ces différentes couches en proportions égales (Tay (1982); Krishnan (1976) Cité par Edeline (1992));
- ❖ Les processus de décantation dans la fosse septique se passent comme s'il s'agit d'une colonne d'eau qui avance à vitesse constante (Figure III.1).



Colonne après: 45 min. 60 min. 75 min. 90 min. etc.

Figure III.1: Evolution des concentrations en matières en suspension (MES) après divers temps de sédimentation en colonne (Source: Edeline (1992))

Par ailleurs, compte tenu des conditions de terrain difficiles, il convient de préciser que cette étude a été effectuée à deux, ce qui signifie qu'il s'agit d'un chapitre commun avec un autre doctorant BIGUMANDONDERA Patrice.

III.2 Matériel et méthodes

III.2.1 Démarche expérimentale

Pour atteindre les objectifs de la présente étude, neuf essais de décantation ont été réalisés sur une colonne de 30 cm de diamètre et de hauteur égale à la profondeur supposée être maximale des fosses septiques (Figure III.1_a). La colonne est pourvue de 6 prises latérales équidistantes tous les 35 cm (la première prise étant à 5 cm à partir d'en bas et la dernière à 20 cm à partir du haut). Des prélèvements de petits échantillons (50 ml) ont été effectués à chaque prise toutes les 15 min pendant une période de 2 heures afin d'y doser les matières en suspension (MES) et les MVS des effluents d'entrée et de sortie suivant les protocoles de APHA *et al.* (1998).

Il convient de préciser que les essais de décantation ont porté sur six fosses septiques (FS1, FS2, FS3, FS4, FS5 et FS6). Le choix de ces fosses septiques a par ailleurs été guidé par le fait qu'elles reçoivent l'entièreté des eaux usées générées au niveau du ménage. Et, suite à l'accès aux effluents de sortie quasi impossible pour la plupart des fosses septiques, seules les fosses septiques (FS1, FS2 et FS6) ont permis de faire des essais sur les effluents d'entrée et de sortie. Les essais sur les fosses septiques (FS3, FS4 et FS5) ont tout simplement été réalisés sur les effluents d'entrée seulement. Pour plus de précision, les effluents d'entrée ont été prélevés juste à l'entrée de la fosse septique et entre les boues et l'écume. Les effluents de sortie ont par ailleurs été prélevés sur le tuyau qui allait les déverser dans le puits perdant puis stockés dans une cuve cylindrique verticale de 210 litres avant d'être pompés dans la colonne de décantation. Un petit groupe électrogène portatif "Honda" et une pompe submersible type "Top Craft", modèle "TDWSP-650" ont été employés pour remplir la colonne de décantation (pendant environ 45 secondes), c'est-à-dire en un temps suffisamment court pour ne pas permettre que les particules commencent à décanter de manière notable. Pour les cas des fosses septiques où les essais ont été réalisés sur les effluents d'entrée et de sortie, il convient de préciser qu'en vue d'éviter les perturbations et les biais au niveau des résultats, surtout pour les effluents de sortie, ces derniers ont été soumis aux essais avant ceux des effluents d'entrée. Par ailleurs, quelques caractéristiques physico-chimiques des effluents de sortie (DCO_{brute} , $DCO_{soluble}$, $DCO_{particulaire}$, DBO_{5brute} , $DBO_{5soluble}$, $DBO_{5particulaire}$, MES, MVS et pH) ont aussi été déterminées en vue de bien juger leur traitabilité (à l'aide d'un dispositif approprié). Les méthodes de mesure déjà décrites auparavant (au Chapitre II) ont été utilisées pour mesurer ces paramètres.

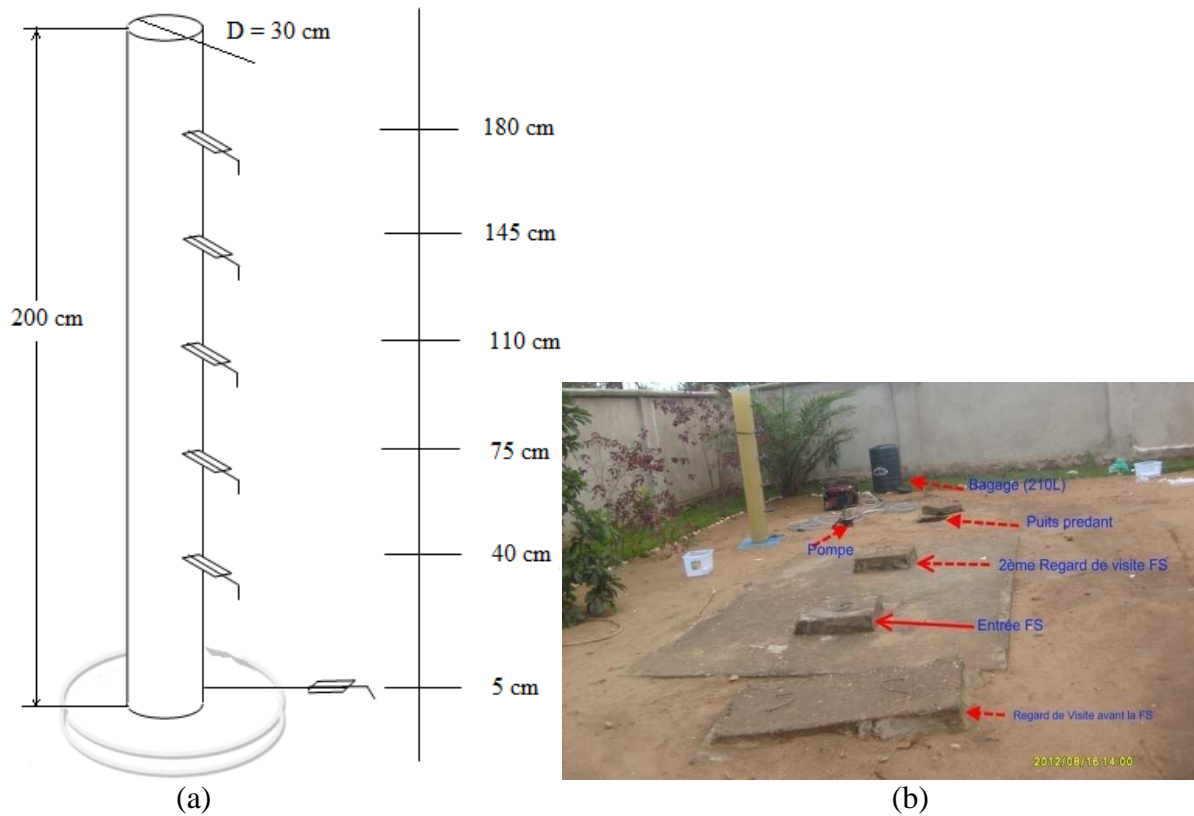


Figure III.2: (a) schéma de la colonne de décantation utilisée et (b) Essai de décantation sur terrain

III.2.2 Méthodes d'interprétation des essais

Il existe des modèles destinés à interpréter des résultats expérimentaux, et à partir de ces derniers, de dimensionner les décanteurs (Effebe, 2008). Parmi ceux-ci, les modèles de Tay (1982) et de Krishnan (1976) cité par Edeline (1992) sont les plus utilisés. Le temps de décantation au bout duquel 50% des matières en suspension sont enlevées (T_{50}), constitue selon ces auteurs, le paramètre clé dans l'évaluation de la décantabilité des particules solides dans des décanteurs. Les matières en suspension (MES) enlevées lors des essais sur colonne correspondent par ailleurs aux MES décantables dans les installations réelles (les fosses septiques pour le cas de la présente étude). Pour ce faire, les formalismes de Tay (1982) d'une part et de celui de Krishnan (Edeline, 1992) d'autre part, ont été adoptés pour l'interprétation des essais de décantation sur colonne de la présente étude.

A. Formalisme de Tay

Le modèle de décantation proposé par Tay (1982) se traduit par l'Equation (III.1) exprimant le pourcentage d'enlèvement ou de rétention des MES dans les décanteurs.

$$\frac{S_0 - \bar{S}}{S_0} = \frac{\Theta}{T_{50} + \Theta} \quad (\text{III.1})$$

avec S_0 , \bar{S} , Θ et T_{50} désignent respectivement la concentration en MES au temps 0 min, concentration moyenne en MES pondérée pour différentes profondeurs de la colonne et pour chaque temps de rétention (Θ), T_{50} étant le temps de décantation au bout duquel 50 % des MES sont enlevées.

Par ailleurs, ce modèle (Equation III.1) peut être linéarisé de manière à obtenir plus aisément le T_{50} . Ainsi, les étapes suivantes sont observées:

- ✓ On inverse chacune des 2 membres de l'Equation (III.1) qui devient :

$$\frac{S_0}{S_0 - \bar{S}} = \frac{T_{50} + \Theta}{\Theta} \quad (\text{III.2})$$

- ✓ L'Equation (III.2) peut aussi s'écrire comme suit:

$$\frac{S_0}{S_0 - \bar{S}} - 1 = \frac{T_{50}}{\Theta} \quad (\text{III.3})$$

- ✓ Réduisons au même dénominateur le premier membre de l'Equation (III.3) et simplifions pour obtenir:

$$\frac{\bar{S}}{S_0 - \bar{S}} = \frac{T_{50}}{\Theta} \quad (\text{III.4})$$

- ✓ L'expression qui permet de trouver le T_{50} s'obtient donc en réinversant les deux membres de cette Equation (III.4):

$$\left(\frac{S_0}{\bar{S}} - 1 \right) = \frac{1}{T_{50}} \Theta \quad (\text{III.5})$$

En portant donc en graphique $\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$ en fonction de Θ , on trouve une droite dont la pente correspond à l'inverse de T_{50} , le paramètre recherché.

B. Formalisme de Krishnan

Selon le formalisme de Krishnan, le pourcentage d'enlèvement des MES dans la colonne (ou de rétention des MES dans un décanteur) est proportionnel à la vitesse ascensionnelle (C_h) suivant le modèle traduit par l'Equation (III.7). Selon cet auteur, pour trouver le T_{50} , il faut d'abord porter en graphique les pourcentages d'enlèvement des MES en fonction de la vitesse ascensionnelle puis procéder à l'ajustement de la régression puissance de ce graphe (Equation III.9). Il convient de préciser par ailleurs que les pourcentages d'enlèvement des MES sont calculés grâce à la formule (III.6) suivante:

$$\text{Pourcentage d'enlèvement MES (\%)} = \frac{S_0 - \bar{S}}{S_0} \times 100 \quad (\text{III.6})$$

$$\text{Pourcentage d'enlèvement MES (\%)} = a \left[\frac{\text{hauteur colonne}}{\text{temps de rétention } (\Theta)} \right]^b \quad (\text{III.7})$$

où le rapport « hauteur colonne (m) / temps de rétention (Θ (h)) » désigne la vitesse ascensionnelle (m/h), les constantes a et b correspondent à la régression puissance du graphe des pourcentages d'enlèvement des MES en fonction de la vitesse ascensionnelle. Sachant que la première prise latérale est située à 180 cm par rapport au pied de la colonne de décantation, à chaque temps de rétention (Θ), la vitesse ascensionnelle (C_h) est calculée à l'aide de la formule suivante:

$$C_h = \frac{180}{\Theta} \text{ (exprimé en cm/min)} \quad (\text{III.8})$$

Dans ce contexte, le T_{50} se déduit grâce à la formule suivante:

$$T_{50} = \frac{\text{hauteur utile de la colonne}}{\text{Puissance} \left(\frac{a}{50}; \frac{1}{b} \right)} \quad (\text{III.9})$$

où puissance (n_1 ; n_2) est une fonction de l'Excel, a et b étant les constantes de la régression puissance du graphe des pourcentages d'enlèvement des MES désignée globalement par l'Equation (III.7) et sont déterminées à posteriori, 50 correspondant à 50 % d'enlèvement des MES et hauteur utile de la colonne correspondant à la distance comprise entre le pied de la colonne et la prise latérale la plus éloignée de celui-ci (180 cm pour ce cas-ci).

III.3 Résultats et discussions

Pour rappel, les concentrations en MES (mg/l) en fonction des profondeurs de la colonne (cm) ont été mesurées à des temps de rétention variables (15 min, 30 min, 45 min, 60 min, 75 min, 90 min, 105 min et 120 min). Il est aussi rappelé que les essais ont été faits sur 6 fosses septiques (FS1, FS2, FS3, FS4, FS5 et FS6) où seules les FS1, FS2 et FS6 ont fait l'objet des essais sur les effluents d'entrée et de sortie. Dans le but de faciliter la compréhension et la lecture, surtout des Figures III.3 et III.4 relatifs aux différents cas traités, il a été attribué des lettres d'identification [(a):cas d'effluent d'entrée de la FS1; (b):cas d'effluent de sortie de la FS1; (c): cas d'effluent d'entrée de la FS2; (d): cas d'effluent de sortie de la FS2; (e) cas d'effluent d'entrée de la FS3; (f) cas d'effluent d'entrée de la FS4; (g) cas d'effluent d'entrée de la FS5; (h) cas d'effluent d'entrée de la FS6 et (i) cas d'effluent de sortie de la FS6]. Les lettres en style de police « gras » désignent les cas d'effluents d'entrée tandis que les lettres en style de police « normal » désignent les cas des effluents de sortie.

Par rapport aux concentrations en MES (mg/l) enregistrées dans cette étude, un seul cas est présenté dans le corps de texte en guise d'exemple (cas d'effluent d'entrée de la FS1: Tableau III.1_a), sinon celles des autres cas sont présentées en **Annexe III.1**(Tableau III.1_b.... III.1_i).

Tableau III.1_a : Evolution des concentrations en MES en fonction du temps de rétention(Θ) et des profondeurs de la colonne

Cas d'effluent d'entrée de la FS1			Concentration initiale en MES (S_0) = 300 mg/l			
Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5
Temps de rétention(Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)
15	220	225	230	245	260	275
30	200	205	200	210	205	215
45	185	180	190	180	190	195
60	155	175	170	166	170	180
75	155	150	165	155	165	165
90	140	145	160	140	150	155
105	125	135	130	135	145	150
120	120	120	120	120	125	125

III.3.1 Par la méthode de Tay

A partir des données de ce Tableau III.1, il a été calculé pour chaque temps de rétention, les \bar{S} puis les $\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$ (Tableau III.2) en vue d'exploiter la méthode de Tay. Les valeurs des \bar{S} et $\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$ se rapportant aux autres essais de décantation, sont reprises en **Annexe III.1**.

Tableau III.2_a: Données des paramètres permettant la détermination du temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES selon la méthode de Tay

Cas d'effluent d'entrée de la FS1			Concentration initiale en MES (S_0) = 300 mg/l					
Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$
Temps de rétention(Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	220	225	230	245	260	275	242,50	0,24
30	200	205	200	210	205	215	205,83	0,46
45	185	180	190	180	190	195	186,67	0,61
60	155	175	170	166	170	180	169,33	0,77
75	155	150	165	155	165	165	159,17	0,88
90	140	145	160	140	150	155	148,33	1,02
105	125	135	130	135	145	150	136,67	1,20
120	120	120	120	120	125	125	121,67	1,47

En portant donc en graphique $\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$ en fonction de Θ , on trouve une droite linéaire dont la pente correspond à l'inverse de T_{50} .

Par conséquent, il est présenté dans cette étude tous les graphes « $\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$ en fonction de Θ » relatifs à tous les essais de décantation réalisés et qui se présentent comme suit:

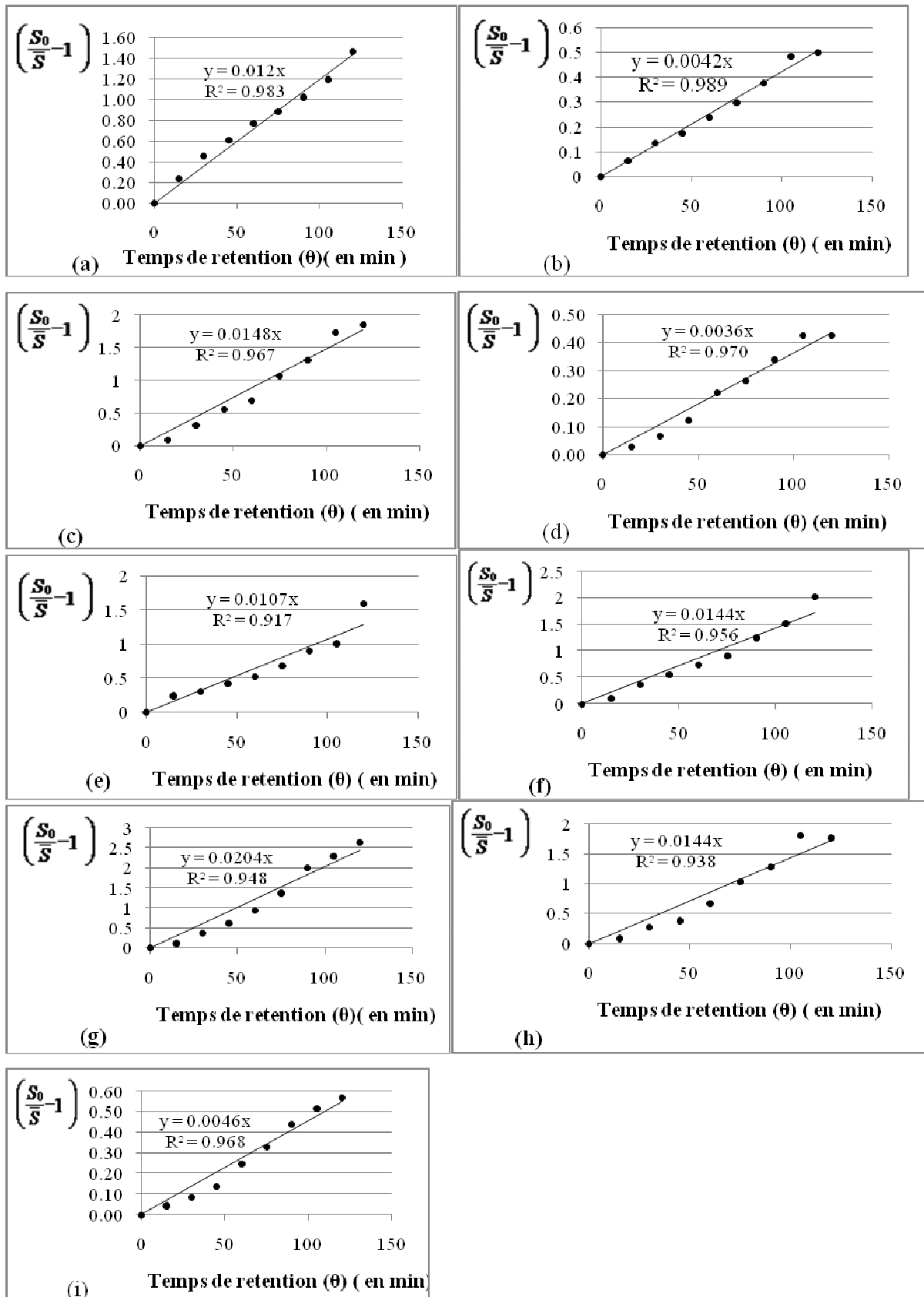


Figure III.3: Graphes ayant servi à la détermination du temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES par la méthode de Tay.

Le T_{50} pour chaque cas d'essai de décantation correspond à l'inverse de la pente de la droite de régression linéaire de la courbe y afférente. Une synthèse et comparaison des T_{50} déterminés selon cette méthode de Tay et celle de Krishnan, est présentée au Tableau III.4 (voir plus loin).

III.3.2 Par la méthode de Krishnan

Les pourcentages d'enlèvement des MES et les vitesses ascensionnelles tels que montrés dans le Tableau III.3_a (cas d'effluent d'entrée de la FS1) et dans les tableaux mis en **Annexe III.2** pour les autres cas (dont les lettres d'identifications sont toujours "b, c, d,...i"), ont été calculés grâce aux Equations III.6 et III.8 respectivement.

Tableau III.3_a: pourcentages des MES éliminées et les vitesses ascensionnelles

Cas d'effluent d'entrée dans la FS1		Concentration initiale en MES (S_0) = 300 mg/l								
		180	145	110	75	40	5			
Profondeur(cm)		MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement d'enlèvement des MES	Vitesse ascensionnelle (cm/min)
15		220	225	230	245	260	275	242,50	19,17	12,00
30		200	205	200	210	205	215	205,83	31,39	6,00
45		185	180	190	180	190	195	186,67	37,78	4,00
60		155	175	170	166	170	180	169,33	43,56	3,00
75		155	150	165	155	165	165	159,17	46,94	2,40
90		140	145	160	140	150	155	148,33	50,56	2,00
105		125	135	130	135	145	150	136,67	54,44	1,71
120		120	120	120	120	125	125	121,67	59,44	1,50

Ainsi, à partir des données de ce tableau et de celles mises en **Annexe III.2** relatives à tous les essais de décantation réalisés, il a été construit tous les graphiques des pourcentages d'enlèvement des MES en fonction des vitesses ascensionnelles.

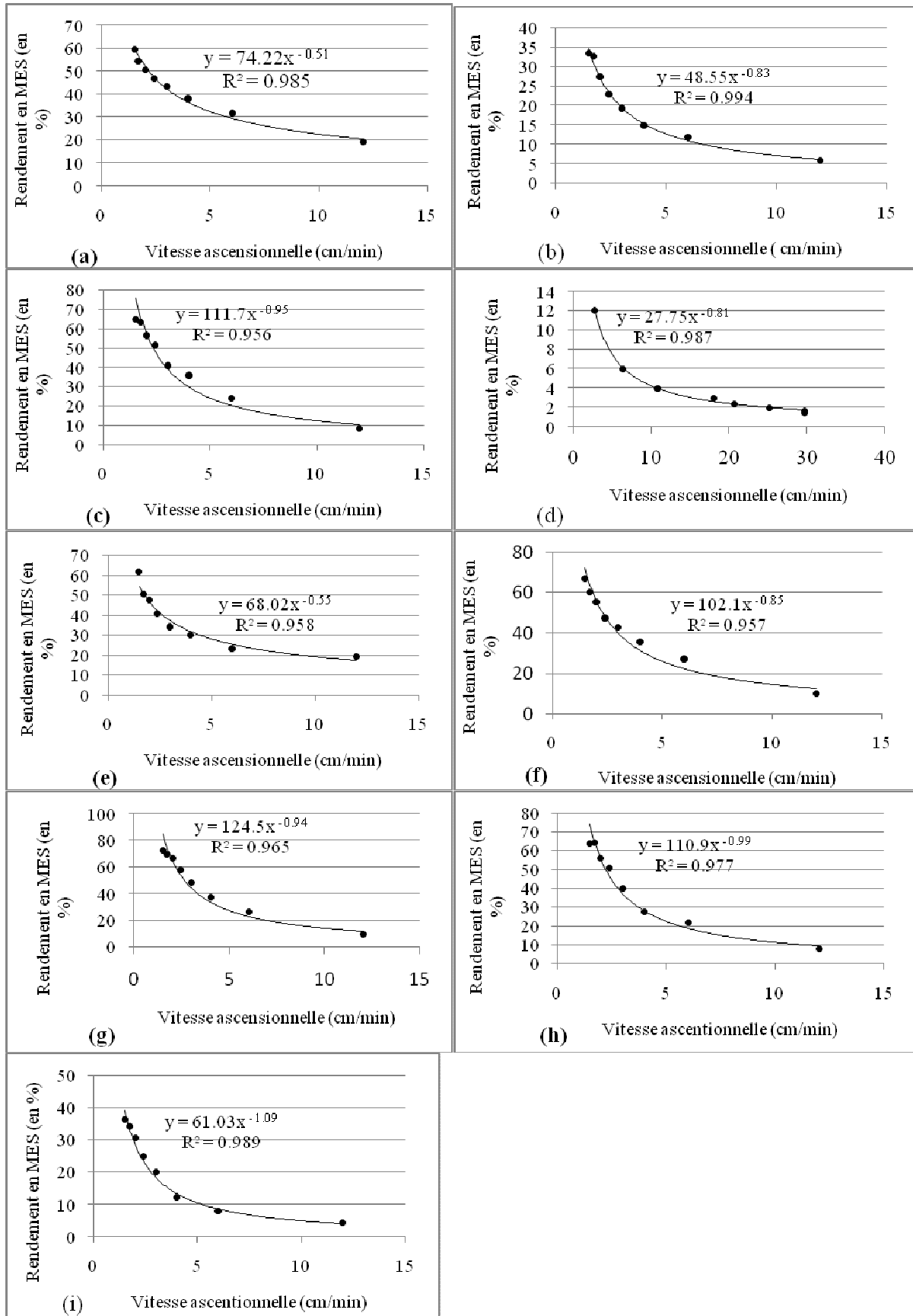


Figure III.4: Pourcentage d'enlèvement des MES en fonction de la vitesse ascensionnelle

L'Equation III.9 (vue auparavant) a ensuite été exploitée pour la détermination des T_{50} selon la méthode de Krishnan. Les résultats sont synthétisés dans le Tableau III.4, qui les compare par ailleurs avec ceux déterminés par la méthode de Tay. En plus que ces graphiques de la Figure III.4 permettent de déterminer le T_{50} selon la méthode de Krishnan, ils laissent également voir que lorsque la vitesse ascensionnelle diminue, le pourcentage d'enlèvement des MES dans la colonne augmente, ce qui signifie que le rendement des particules retenues dans le décanteur augmente. En d'autres termes, ces résultats confirment la théorie des décanteurs selon laquelle lorsque la surface utile de décantation (S_u) augmente, la vitesse ascensionnelle (C_h) diminue et la quantité des particules retenues augmente (Philip *et al.*, 2008).

III.3.3 Synthèse et comparaison des T_{50} selon les méthodes de Tay et Krishnan

Le Tableau III.4 synthétise et compare les temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES (T_{50}) pour tous les essais réalisés dans le cadre de cette étude. La Figure III.5 compare en outre les deux méthodes de Tay et Krishnan par rapport au T_{50} .

Tableau III.4: Synthèse et comparaison des T_{50} selon les méthodes de Tay et Krishnan

Désignation	Concentration initiale en MES (S_0) de l'effluent	T_{50} selon Tay (en min)	T_{50} selon Krishnan (en min)
Effluent d'entrée de FS1	300 mg/l	83	84
Effluent de sortie de FS1	112,5 mg/l	238	186
Effluent d'entrée de FS2	442,5 mg/l	68	77
Effluent de sortie de FS2	92,5 mg/l	277	369
Effluent d'entrée de FS3	505 mg/l	93	103
Effluent d'entrée de FS4	557,5 mg/l	69	78
Effluent d'entrée de FS5	600 mg/l	49	68
Effluent d'entrée de FS6	630 mg/l	69	80
Effluent de sortie de FS6	117,5 mg/l	217	150

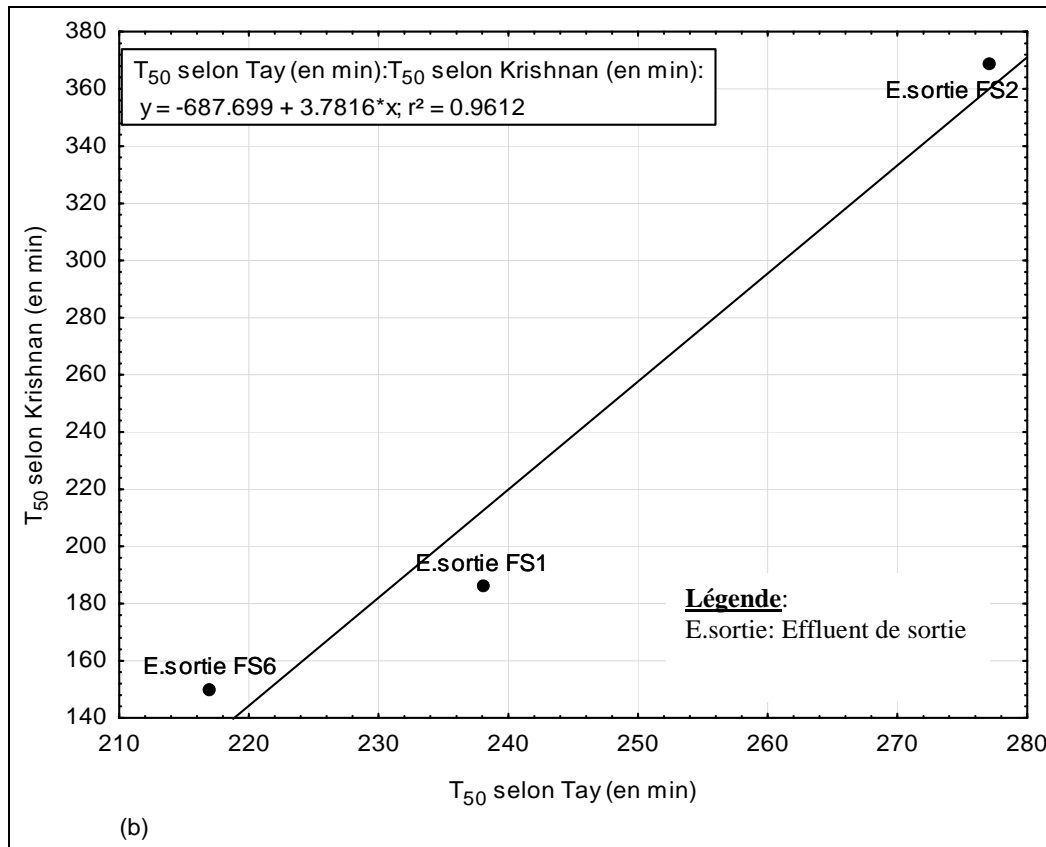
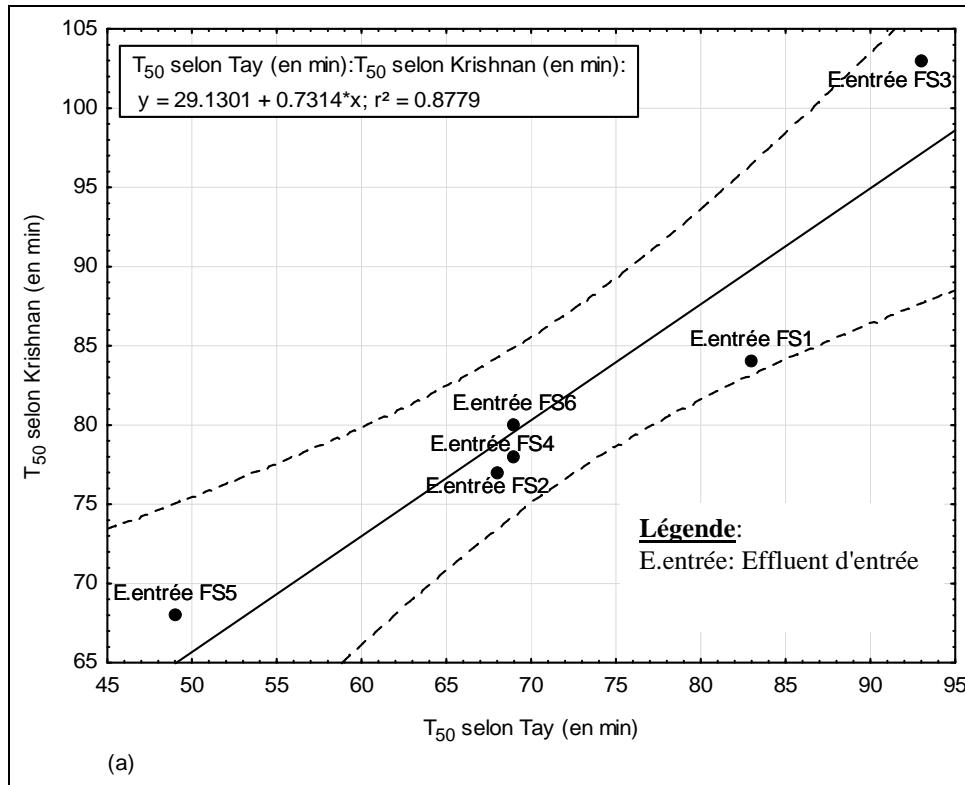


Figure III.5: Comparaison des deux méthodes de Tay et Krishnan par rapport au T_{50} : (a) cas d'effluents d'entrée; (b) cas d'effluents de sortie

Il ressort du Tableau III.4 et Figure III.5 que contrairement aux effluents d'entrée où le T_{50} ne dépasse pas environ 100 min, les effluents de sortie mettent par contre plus de temps pour décanter ($T_{50} \geq 150$ min selon la méthode de Krishnan et $T_{50} \geq 217$ min selon la méthode de Tay). Par ailleurs, une corrélation linéaire a été observée entre les résultats obtenus par ces 2 méthodes pour les effluents d'entrée (Figure III.5). Le Tableau III.4 montre que plus la concentration en MES augmente (cas d'effluent d'entrée ou cas d'effluent de sortie), moins est la valeur de T_{50} , ce qui signifie une décantabilité facile. Selon Edeline (1992), cela s'explique par le fait qu'une concentration élevée en MES favorise la formation des floccs qui décantent plus vite que les particules discrètes suite à l'effet de la pesanteur. Les T_{50} les plus élevés sont rencontrés sur les effluents de sortie, ce qui est évident étant donné que pour ces effluents, la fraction aisément décantable a décanté et ce qui reste est moins facilement décantable (particules plus petites ou moins denses par exemple). On peut donc dire que lorsque le T_{50} est plus élevé (sur les effluents de sortie), cela signifie que les particules restantes sont moins aisées à séparer. Toutefois, il n'est pas du tout facile de trancher sur les performances de la fosse septique en ne considérant que T_{50} . Par ailleurs, la considération de la concentration en MES de l'effluent de sortie reste d'une importance capitale d'une part pour apporter un jugement quant à la performance de la fosse septique et d'autre part pour le dimensionnement de l'ouvrage qui suit cette dernière.

Une étude menée en France sur une période de dix ans d'observations de fosses septiques Eparco alimentées par des eaux usées domestiques a montré une valeur moyenne en MES sur les effluents de sortie de 70 mg/l (Maunoir *et al.*, 2011). Une autre étude menée en Australie par Beal *et al.* (2006) sur dix fosses septiques a montré une valeur moyenne en MES sur les effluents de sortie de 173 ± 67 mg/l. Concernant la présente étude menée à Bujumbura (Burundi), la valeur moyenne des MES sur les effluents de sortie est de $107,5 \pm 13$ mg/l. En comparant ensuite les valeurs trouvées dans cette étude avec celles de Maunoir *et al.* (2011) d'une part et de Beal *et al.* (2006) d'autre part, il s'observe une dispersion qui peut être expliquée soit par le dimensionnement de la fosse septique (sa surface utile de décantation) ou par son entretien (le respect des périodes de vidange). Quoiqu'il en soit nous serons donc amenés à considérer qu'une fraction des MES est non décantable et qu'il conviendra d'en tenir compte dans les modèles.

Le Tableau III.5 ci-dessous présente par ailleurs, quelques caractéristiques physico-chimiques des effluents de sortie ayant fait l'objet des essais de décantation.

Tableau III.5: (a) Caractéristiques physico-chimiques des effluents de sortie des FS (b) Ratios entre quelques paramètres de pollution

Paramètres	FS1	FS2	FS6	Désignation	DCO _{brute} /DBO _{5brute}	DCO _{Part.} /MES	MVS/MES	DCO _{Sol.} /DCO _{brute}
DCO _{brute} (mg/l)	397	353	441	FS1	2,20	1,12	0,75	0,68
DCO _{Sol.} (mg/l)	271	240	288	FS2	2,21	1,22	0,72	0,68
DCO _{Part.} (mg/l)	126	113	153	FS6	2,10	1,30	0,73	0,65
DBO _{5brute} (mg/l)	197	160	210	(b)				
DBO _{5Sol.} (mg/l)	114	89	120					
DBO _{5Part.} (mg/l)	83	71	90					
MES (mg/l)	112,5	92,5	117,5					
MVS (mg/l)	84	67	86					
pH	7,6	7,5	7,4					

(a)

Avec DCO_{brute.}, DCO_{Sol.}, DCO_{Part.}; DBO_{5brute.}, DBO_{5Sol.}, DBO_{5Part.} désignant respectivement la demande chimique en oxygène d'échantillon brut, soluble et particulaire; demande biochimique en oxygène d'échantillon brut, soluble et particulaire.

En analysant un peu plus en détail les ratios entre ces quelques paramètres, le ratio DCO_{brute}/DBO_{5brute} égal à 2,02; 2,21 et 2,10 respectivement pour les effluents de sortie des fosses septiques (FS1, FS2 et FS6) justifie au regard de la valeur classiquement connue ($1,25 < \text{DCO}_{\text{brute}}/\text{DBO}_{5\text{brute}} < 3$), (Edeline, 1997) que les effluents sont biodégradables. Néanmoins, compte tenu des valeurs des DCO et DBO (Tableau III.5), leur traitement est obligatoire avant de les rejeter dans le milieu naturel. Les valeurs des ratios DCO_{Part.}/MES (1,12; 1,22 et 1,30) montrent en outre que la pollution particulaire des effluents de sortie des fosses septiques n'est pas négligeable. D'ailleurs les valeurs des rapports MVS/MES (0,75; 0,72 et 0,73) montrent que cette pollution particulaire est encore constituée en majorité par des composés organiques. Selon l'hypothèse de cette étude, ces matières en suspension pourraient provenir de la digestion de l'écume, entraînant la libération de certaines particules discrètes et qui seraient entraînées par écoulement, avec l'effluent vers la sortie de la fosse septique. Cette hydrolyse peut être facilitée par les températures prévalentes dans les fosses septiques en conditions tropicales. Un manque de réglementation par rapport au dimensionnement de ces dispositifs ne permet pas d'attendre des valeurs très basses en sorties de fosses septiques, si ces dernières sont incorrectement dimensionnées et mal entretenues. Par contre on voit que des fosses septiques peuvent atteindre des valeurs basses en sorties.

Rappelons qu'une valeur usuelle de MES pour une norme de MES en sortie d'ouvrage d'épuration collectif est 30 mg MES/L . On voit donc qu'une fosse utilisée correctement permet de s'en rapprocher et qu'ainsi les ouvrages complémentaires seront bien protégés des risques de colmatages.

La concentration moyenne en matières en suspension observée à Bujumbura (107,5 mg/l) qui sort des fosses septiques, interpelle quant à la nécessité de traitement plus poussé de ces effluents. Les dispositifs décrits au chapitre I (le lit filtrant drainé/ou non à flux vertical sur un massif de sable, le lit filtrant drainé/ou non à flux vertical sur un massif de zéolithe, le lit filtrant horizontal drainé, le terre d'infiltration, la tranchée d'épandage ou le lit bactérien percolateur) peuvent être utilisés à cet effet. Les puits perdants qui sont notamment utilisés à Bujumbura (Burundi) sont par ailleurs à proscrire surtout qu'ils ne traitent pas du tout les effluents mais plutôt constituant des simples voies de passage des polluants vers la nappe phréatique (cas des sols perméables) avec des conséquences fâcheuses sur la qualité des eaux souterraines et du lac Tanganyika (vu les contextes géographique et géologique de cette ville). En cas des sols argileux, les puits perdants n'arrangent pas non plus la situation car ils occasionnent le plus souvent le colmatage et le dysfonctionnement de tout le système.

III.4 Conclusion

Cette étude a montré via les essais de décantation réalisés sur colonne à Bujumbura que les effluents d'entrée des fosses septiques présentent une bonne décantabilité et que néanmoins les effluents de sortie de ces ouvrages contiennent encore des matières en suspension susceptibles de décanter au regard des valeurs de la littérature. Cela implique la nécessité d'instaurer au Burundi une réglementation pour le dimensionnement des fosses septiques et leur période de vidange afin de protéger des dispositifs de traitement en aval (en remplacement des puits perdants qui sont d'application actuellement). Un ouvrage supplémentaire est proposé, pour le Burundi (voir les dispositifs décrits au chapitre I) , afin de traiter les effluents de sortie des fosses septiques et rompre avec la pratique des puits perdants. La conception et le dimensionnement de ces dispositifs doivent tenir compte des caractéristiques (DCO, DBO₅, MES et débit) des effluents qui sortent des fosses septiques.

Bibliographie

- APHA, AWWA and WEF (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (20th Ed.)*. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, Washington, 1220 p.
- Beal C. D., Gardner E. A., Kirchoff G. and Menzies N. W. (2006). Long-term flow rates and biomat zone hydrology in soil columns receiving septic tank effluent. *Water Res.* **40**(12), 2327-38.
- Blazy P., Jdid E.-A. and Bersillon J.-L. (1999). Décantation: Aspects théoriques. *Techniques de l'ingénieur J 3 450*, 1-10.
- Edeline F. (1992). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration physico-chimique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 283 p.
- Edeline F. (1997). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p.
- Effebe K. R. (2008). *Lagunage anaérobie: Modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 165 p.
- González T., Domínguez J. R., Beltrán-Heredia J., García H.-M. and Sanchez-Lavado F. (2007). Aluminium sulfate as coagulant for highly polluted cork processing wastewater: Evaluation of settleability parameters and design of clarifier-thickener unit. *Journal of Hazardous Materials* **148**(1-2), 6-14.
- Krishnappan B. G., Exall K., Marsalek J., Rochfort Q., Kydd S., Baker M. and Stephens R. P. (2012). Variability of settling characteristics of solids in dry and wet weather flows in combined sewers: Implications for CSO treatment. *Water Air Soil Pollut.* **223**(6), 3021-32.
- Lannoy F., Delvaux J.-F. and Bolette R. (1981). Dimensionnement d'un décanteur secondaire à partir d'essais sur une installation pilote. *Tribune de l'eau* **34**(448), 145-57.
- Maunoir S., Lequelen F., Bavaveas S. and Philip H. (2011). Bilan de 10 années d'observations de fosses septiques Eparco alimentées par des eaux usées domestiques *Eau, l'industrie, les Nuisances* **340**, 74-9.
- Philip H., Rambaud A. and Vasel J. L. (2008). Assainissement non collectif des habitations- Fonctionnement et dimensionnement. *Techniques de l'ingénieur W6 602*, 1-20.
- Piro P., Carbone M., Penna N. and Marsalek J. (2011a). Characterization of the settling process for wastewater from a combined sewer system. *Water Res.* **45**(20), 6615-24.
- Piro P., Carbone M. and Tomei G. (2011b). Assessing settleability of dry and wet weather flows in an urban area serviced by combined sewers. *Water Air Soil Pollut.* **214**(1-4), 107-17.
- Tay J.-H. (1982). Development of a settling model for primary settling tanks. *Water Res.* **16**(9), 1413-7.

Chapitre IV

DEVELOPPEMENT D'UN MODELE

STOECHIMETRIQUE DE FONCTIONNEMENT DES

FOSSES SEPTIQUES

Résumé

La vérification du type de métabolisme ayant lieu dans des fosses septiques (F.S) a servi de support de base à ce chapitre, étant donné que des eaux usées éventuellement saturées en O_2 entrent quotidiennement dans ce type de dispositifs. Pour ce faire, l'objectif consistant à étudier l'effet d'alimentation du substrat (glucose) et d'eau contenant de l'oxygène dissous sur le fonctionnement d'une FS en vue de définir de manière plus précise l'effet éventuel d'un fonctionnement partiel en aérobiose sur le fonctionnement global de ce bioréacteur a été poursuivi. L'étude a prouvé que la quantité d' O_2 dissous qui entre dans les F.S ne perturbe pas de façon notable le métabolisme anaérobie, notamment parce que le rapport O_2 dissous/ DCO_{brute} est très faible pour avoir une influence marquée.

La connaissance des principaux composants chimiques que renferment les flux entrants dans des FS (urines, excréments, papiers toilette, eaux de vaisselle, eaux de lave linge, eaux de douche) a en outre permis le développement d'un modèle stoechiométrique de fonctionnement de ce type de dispositifs, suivant ce métabolisme anaérobie. Par ailleurs, selon la nature des flux entrants dans les FS, certaines molécules chimiques ont été choisies pour les représenter. La cellulose a été choisie pour représenter les papiers toilette tandis que les lipides, les protéines et carbohydrates ont été sélectionnés pour illustrer les eaux usées provenant des éviers de cuisine. Les détergents, simulés par une molécule de monopalmitate d'hexaglycérol (il s'agit d'un produit de synthèse de type monoester) ont été choisis pour représenter les eaux de lave-linge alors que les savons représentés par le palmitate ont été préférés pour désigner les eaux de douche. Les lipides, protéines et carbohydrates ont aussi été choisis pour représenter les excréments alors que la créatinine, les protéines et acides aminés urinaires illustrés par l'histidine ont été préférés pour représenter les urines. L'approche thermodynamique du formalisme de Rittman & Mc Carty a été utilisée pour élaborer ce modèle stoechiométrique qui a énormément contribué à comprendre les processus biologiques dans ce type d'installations.

Un couplage des résultats de la caractérisation des flux entrants dans les FS (vus au chapitre II) avec ce modèle stoechiométrique de fonctionnement des fosses septiques a servi de base à l'élaboration d'une formule d'un composé unique global (aussi appelé "substrat combiné"). Le substrat combiné répondant à la formule de $C_{23}H_{49}O_9N$ a été trouvé. L'obtention de cette formule est capitale pour la modélisation globale de fonctionnement des FS, car il ne serait pas réaliste de vouloir conserver tous les composants mentionnés ci-dessous en vue d'écrire des équations différentielles décrivant pour chacun d'entre-eux les cinétiques de conversion avec les paramètres cinétiques et stoechiométriques associés. Pour permettre d'aboutir à un modèle mathématique utilisable, il faut réduire la complexité du modèle. La démarche présentée ici vise à réaliser cette réduction en globalisant les divers composés en un substrat unique mais dont la dégradation globale aboutit aux mêmes métabolites que le mélange pondéré des substrats individuels.

Mots clés: Fosses septiques; Type de métabolisme; Modèle stoechiométrique; Substrat combiné

Contexte

Ce chapitre décrit d'une part les essais de vérification du type de métabolisme ayant lieu dans des fosses septiques (FS) car des eaux usées éventuellement saturées en O₂ y entrent quotidiennement et d'autre part, propose sur base de ce métabolisme, le modèle stoechiométrique de fonctionnement de ce type d'ouvrages permettant de comprendre les processus biologiques y afférents.

IV.1 Vérification du métabolisme dans des fosses septiques

IV.1.1 Introduction

A la lumière de la revue de la littérature consultée, il ressort que peu d'études ont été réalisées pour évaluer, dans les fosses septiques, l'impact de l'oxygène dissous éventuellement présent dans les eaux usées sur l'activité métabolique. Cette partie de la présente étude vise donc à étudier l'effet d'alimentation en substrat glucose et en eaux usées saturées en O₂ dissous sur le fonctionnement global des fosses septiques considérées jusqu'aujourd'hui comme des réacteurs anaérobies.

IV.1.2 Matériel et méthodes

L'approche utilisée dans cette étude est une approche expérimentale qui consiste à comparer les résultats issus des réacteurs pilotes (échelle de laboratoire) simulant des fosses septiques (FS) en fonctionnement. A cet effet, quatre réacteurs pilotes de 4 l chacun ont été placés dans des conditions différentes. Dans le premier réacteur pilote (1^{ère} situation), des gadoues de FS, du substrat (glucose) et d'eau préalablement saturée en oxygène dissous ont été alimentés, puis des conditions anaérobies strictes ont été imposées à ce réacteur en ajoutant un milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies (Tableau IV.1) puis en chassant l'oxygène présent éventuellement, par de l'azote gazeux. Ce même mode d'alimentation (en gadoues des FS, substrat (glucose) et eau préalablement saturée en oxygène dissous) a aussi été adopté dans le deuxième réacteur pilote où cependant aucune condition particulière n'a été imposée (2^{ème} situation). Dans les réacteurs à blanc où seules les gadoues de FS ont été placées, les conditions anaérobies strictes ont aussi été imposées au réacteur pilote correspondant à la 3^{ème} situation mais aucune condition particulière n'a été imposée à celui correspondant à la 4^{ème} situation. Il convient de préciser que ces réacteurs pilotes étaient connectés via des tuyaux d'amenée de gaz, à des éprouvettes renversées (pour quantification

du biogaz produit) plongeant dans un bac contenant une solution piège, constituée d'eau saturée en NaCl et acidifiée à pH₂ (Figures IV.1_a). Cette solution piège permet par le déplacement du liquide, de bien quantifier la production de biogaz. Il convient également de noter que cette saturation et acidification de la solution piège intervient pour éviter que le CO₂ du biogaz puisse se solubiliser (Walker *et al.*, 2009). Et, sachant que les éprouvettes renversées étaient équipées de robinets à gaz, un bouchon septum (préparé à cet effet) était ensuite appliqué sur chacun de ces robinets pour permettre l'échantillonnage au moyen d'une seringue graduée de capacité maximale de 60 ml et faire passer l'échantillon dans un dispositif de détermination des teneurs en CH₄ et CO₂ (Figure IV.1_b). Pendant l'injection de cet échantillon de biogaz, le CO₂ est absorbé dans une solution de KOH 9N. Le CH₄ n'étant pas soluble, déplace le liquide, ce qui facilite la quantification du volume de ce gaz méthane. Le volume de CO₂ correspond à la différence entre le volume de biogaz injecté et celui de CH₄. Chacun de ces quatre réacteurs possédait trois ouvertures munies de bouchons spécifiques. Une des ouvertures permettait d'amener le biogaz vers une éprouvette renversée pour quantification (à l'aide d'un tuyau d'amené de gaz). Une des deux autres ouvertures a permis d'introduire un milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies (Tableau IV.1) puis l'azote gazeux afin de chasser l'oxygène présent éventuellement dans le volume mort du réacteur. Le milieu de culture représentait 5 % (v/v) du volume utile de celui-ci (c.à.d. le volume occupé par l'échantillon). Cela signifie que 3,8 l était chaque fois considéré comme volume utile. En outre, la troisième ouverture a permis d'échantillonner dans le réacteur afin d'évaluer l'activité métabolique, en étudiant en fonction du temps l'évolution du milieu réactionnel (pH, AGV et MVS). Dans cette étude, la température était fixée à 30°C, température représentative de la température à Bujumbura (Burundi)(Celle-ci variant entre 25°C et 35°C selon les saisons). Pour maintenir les réacteurs à cette température de travail, des résistances de chauffage réglables étaient plongées dans des bacs contenant eau et réacteurs ainsi que des agitateurs magnétiques. Des mousses en polyuréthane ont été utilisées pour minimiser d'une part des variations de température dans les bacs contenant eau et réacteurs en cas de coupure d'électricité, et pour réduire d'autre part l'évaporation de la solution piège dans les bacs contenant les éprouvettes renversées. Les gadoues des FS utilisées avaient pour caractéristiques: 28700 mg/l, 3700 mg/l, 25000 mg/l, 7880 mg/l respectivement pour la DCO_{brute}, DCO_{soluble}, DCO_{particulaire} et MVS. Ces mêmes paramètres ont aussi été mesurés en fin d'expérimentation.

Pour le premier et deuxième réacteurs pilotes qui ont été alimentés en gadoues, substrat (glucose) et eau préalablement saturée en oxygène dissous, 89,20 g de glucose ont été introduits à raison de 4,25 g de glucose par jour, pendant 21 jours. Une quantité de 0,76 g de HCO_3^- par jour a été également introduite pour maintenir le pH. Le suivi d'activité métabolique a été poursuivi jusqu'au 43^{ème} jour. Et, comme l'objectif vise à évaluer l'effet de l'oxygène dissous sur le fonctionnement global de FS, avant d'introduire le substrat (glucose) et HCO_3^- , ils étaient chaque fois dissous dans une eau préalablement aérée jusqu'à 8,41 mg/l d'oxygène dissous. Cela signifie que juste avant l'opération d'introduction du substrat, HCO_3^- et eau préalablement aérée, un volume du surnageant égal au volume qui allait être introduit était d'abord retiré (soit 0,65 L/j), ce qui apporte donc une masse de 5,47 mg O_2 /j dans ce réacteur pilote. Cela correspond à un apport de 1,44 g O_2 /m³ de réacteur similaire à ce qui se produit dans la réalité sur terrain.

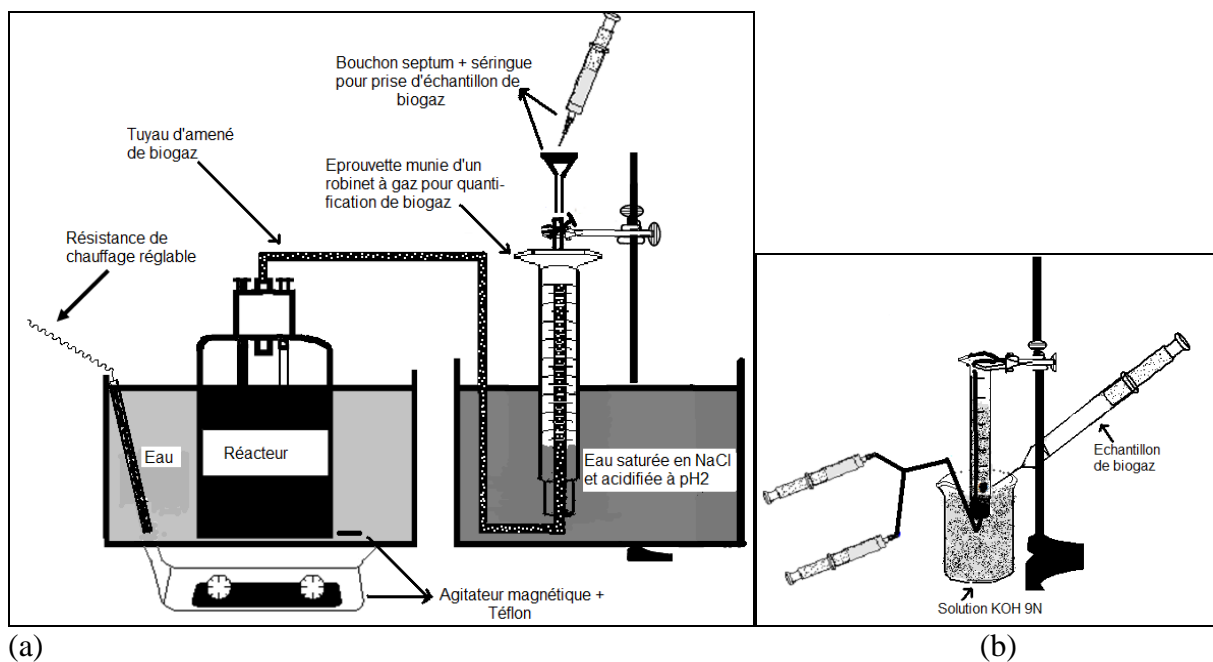


Figure IV.1:(a) Représentation schématique du montage expérimental (parties de dégradation du substrat et quantification de biogaz) et (b) Dispositif de piégeage du CO_2 en vue de déterminer la composition du biogaz en CH_4 et CO_2 .

La méthode colorimétrique (ISO 15705) recourant à l'usage d'un minéralisateur (Spectroquant[®]TR420) et photomètre-lecteur (Spectroquant[®]NOVA60) a été employée pour la mesure des $\text{DCO}_{\text{brute}}$ et $\text{DCO}_{\text{soluble}}$ (respectivement sur des échantillons bruts et filtrés avec des filtres GF/C). La $\text{DCO}_{\text{particulaire}}$ a été déduite de la différence entre les deux autres formes de DCO, mesurées sur des échantillons bruts et filtrés. Un pH-mètre (HANNA[®]) a servi pour

les mesures de pH et les AGV ont été dosés par titrimétrie. Les MVS ont été déterminées suivant la méthode classique (APHA *et al.*, 1998).

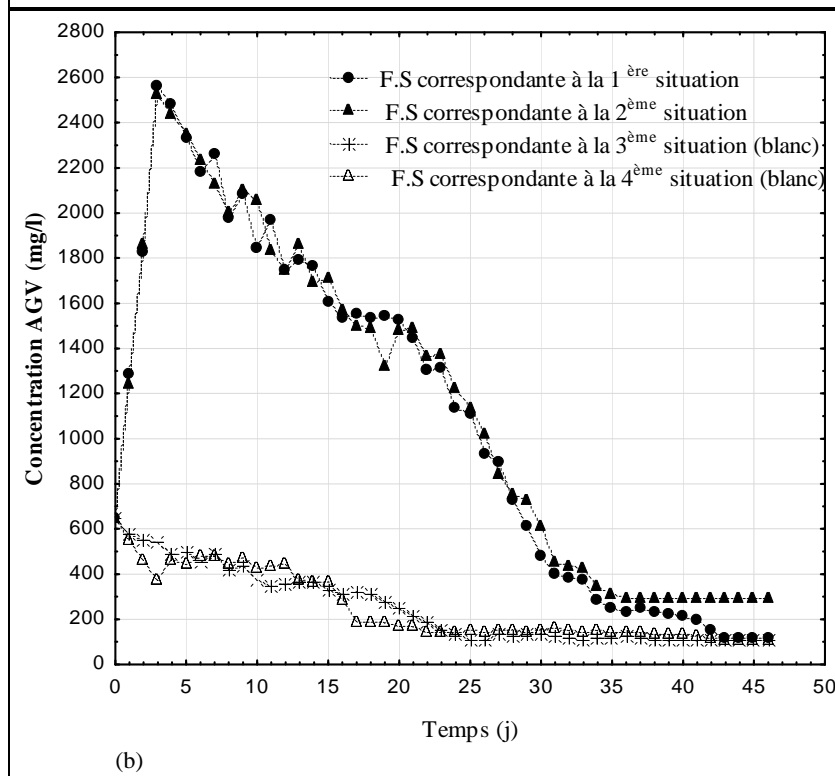
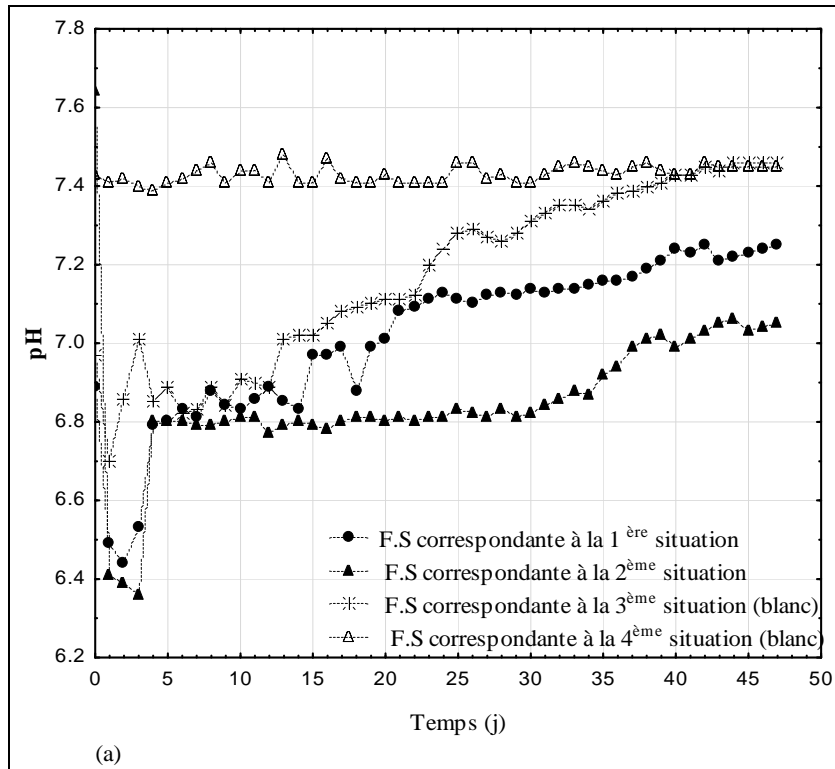
Tableau IV.1 : Milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies (Touzel & Albagnac, 1983)

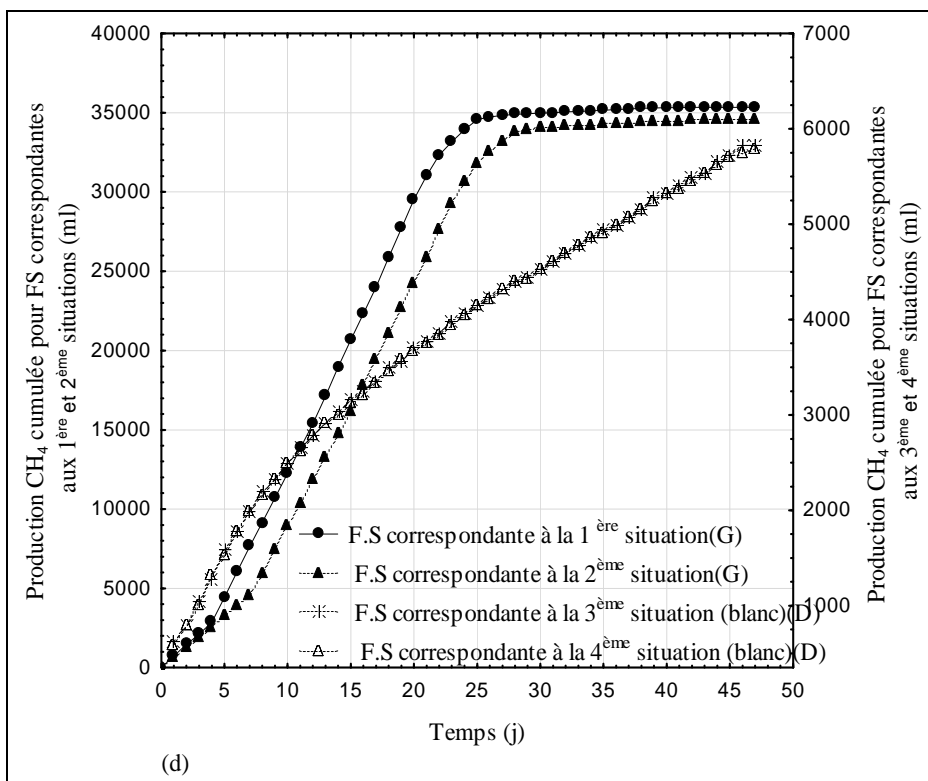
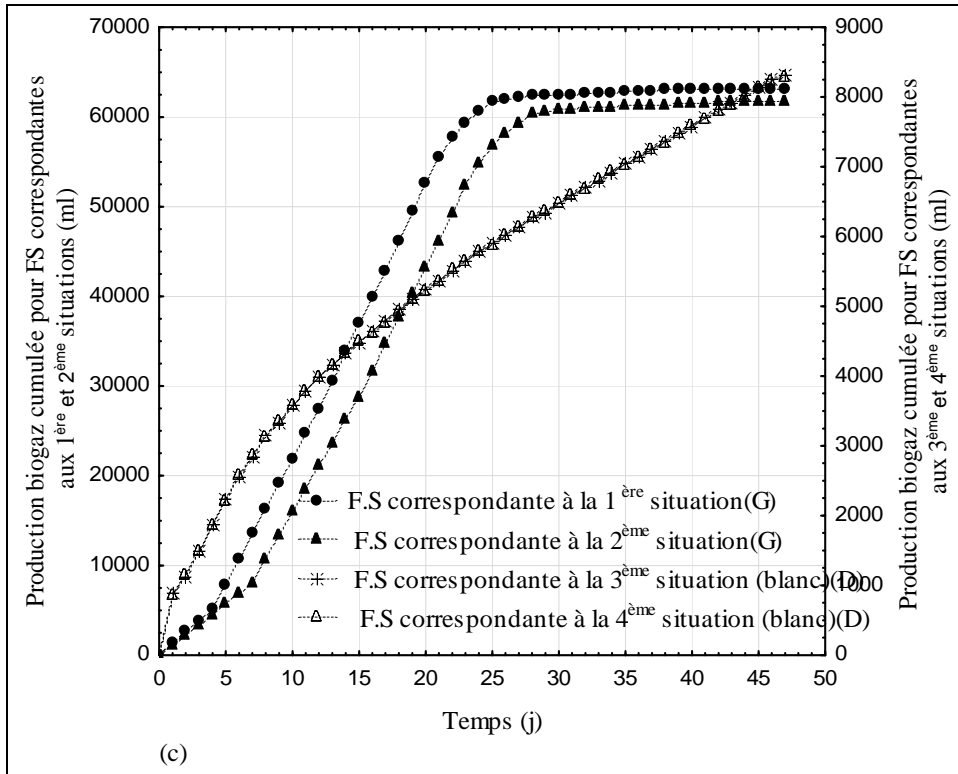
Composantes de milieu de base	Formules des molécules intervenant	Quantité (g/l)
Solution macrominérale	KH ₂ PO ₄ NaCl MgCl ₂ .6H ₂ O	6 12 2
Solution d'oligo-éléments	Acide nitrilotriacétique (Titriplex 1) FeCl ₃ .6H ₂ O MnCl ₂ .4H ₂ O CoCl ₂ .6H ₂ O CaCl ₂ .2H ₂ O ZnCl ₂ CuCl ₂ .2H ₂ O H ₃ BO ₃ Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O NaCl NiCl ₂ .6H ₂ O Na ₂ SeO ₃ .5H ₂ O	12,8 1,35 0,1 0,024 0,1 0,1 0,025 0,01 0,024 1 0,12 0,26
Solution de vitamine	D(+) biotine 2 mg/l Acide folique 2 mg/l Thiamine-HCl 5 mg/l Acide 4-aminobenzoïque 5 mg/l Riboflavine 5 mg/l Piridoxal-HCl 10 mg/l Acide nicotinique 5 mg/l	
Le milieu de base comprend pour 1 litre, 50 ml de solution macrominérale, 10 ml de solution d'oligo-éléments, 10 ml de solution de vitamines, 1 g de NH ₄ Cl et de l'eau distillée. Une solution réductrice (cystéine-HCl à 12.5 g/l) doit aussi être ajoutée à raison de 2 % (v/v) au milieu de base pour maintenir des conditions anaérobies (Maunoir <i>et al.</i> , 1990). Après incorporation de tous ces éléments, le milieu est mélangé et ajusté à pH 7 avec une solution de KOH 9N.		

NB : Le titriplex 1 est d'abord dissous dans 200 ml d'eau distillée et le pH porté à 6,5 au moyen d'une solution de KOH.

IV.1.3 Résultats et discussion

En vue d'évaluer l'activité métabolique dans les fosses septiques, les réacteurs pilotes (échelle de laboratoire) décrits ci-dessus ont été utilisés. Les Figures IV.2_a, IV.2_b, IV.2_c, IV.2_d et IV.2_e présentent respectivement l'évolution de pH, AGV, biogaz cumulé, CH₄ cumulé et MVS dans les réacteurs pilotes. Les différentes situations apparaissant dans la légende sont expliquées à la section IV.1.2 relative au matériel et méthodes.





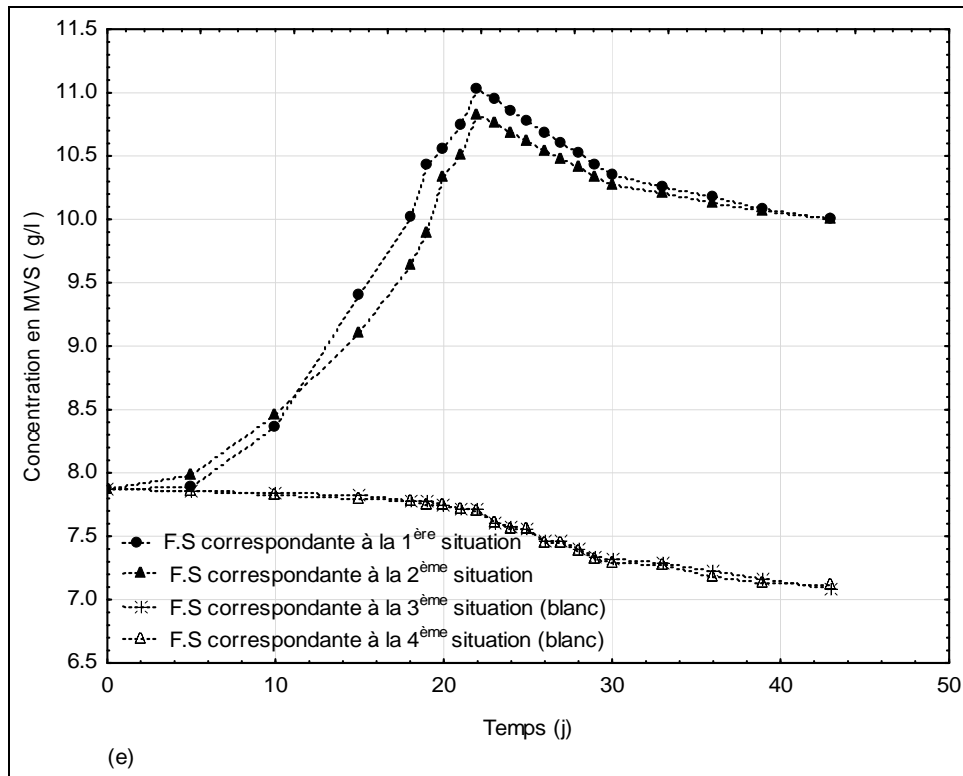


Figure IV.2: Evolution dans les réacteurs pilotes respectivement de:(a) pH, (b) AGV,(c) biogaz cumulé, (d)CH₄ cumulé et (e)MVS

Le comportement dynamique des paramètres mesurés et suivis en fonction du temps (pH, AGV, biogaz cumulé, CH₄ cumulé et MVS) montre que la méthanisation a lieu dans tous les réacteurs pilotes. Le pH s'est révélé optimal à la méthanisation, pour tous les réacteurs, du début à la fin de l'expérimentation. L'évolution des AGV dans les réacteurs est aussi mise en évidence et prouve que la méthanisation a eu lieu sans aucune inhibition. La production de biogaz l'a par ailleurs confirmé. Le Tableau IV.2 ci-dessous synthétise selon les réacteurs, la composition du biogaz produit (en CH₄ & CO₂), production cumulée maximale du CH₄ et DCO_{soluble} à la fin des essais (dont les différentes situations des réacteurs sont expliquées à la section IV.1.2).

Tableau IV.2: Teneurs moyennes en CH₄ et CO₂ dans le biogaz produit, production cumulée maximale du CH₄ et DCO_{soluble} à la fin des essais lors de la vérification de type de métabolisme dans les FS

Désignation	Composition (moyenne) biogaz		Production cumulée maximale de CH ₄ (ml)	DCO _{soluble} à la fin des essais (mg/l)
	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)		
F.S correspondante à la 1ère situation	56	44	35350	106
F.S correspondante à la 2ème situation	56	44	34570	294
F.S correspondante à la 3ème situation (blanc)	70	30	5820	0
F.S correspondante à la 4ème situation (blanc)	70	30	5790	0

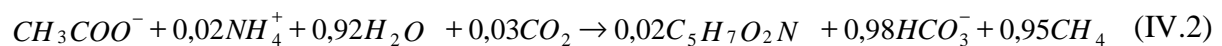
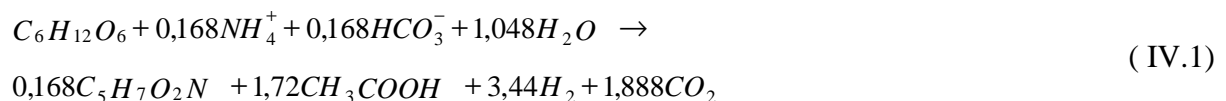
Sur base de tous les résultats expérimentaux présentés dans cette étude, trois approches ont été exploitées pour valider le type de métabolisme ayant lieu dans les FS.

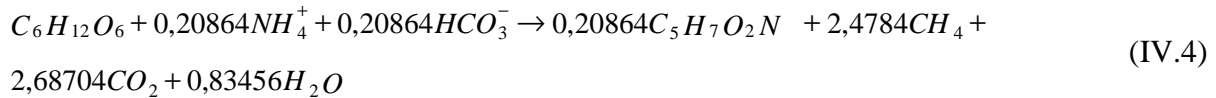
IV.1.3.1 Comparaison des potentiels méthanogènes

Cette approche consiste à comparer (dans les conditions de l'étude), les potentiels méthanogènes expérimentaux du glucose avec la valeur théorique calculée à partir de sa composition, lorsque ce substrat est dégradé en condition strictement anaérobie.

❖ Calcul du potentiel méthanogène théorique du substrat glucose en condition anaérobie

La stoechiométrie du glucose en conditions anaérobies, supposée complète jusqu'au stade final de méthanisation, est décrite par l'équation globale (IV.4), obtenue par sommation des Equations (IV.1), (IV.2) et (IV.3). Les détails relatifs à la méthodologie d'élaboration des stoechiométries sont donnés plus loin au paragraphe IV.2 concernant la proposition de modèle stoechiométrique de fonctionnement des fosses septiques.





Il convient de signifier que ces coefficients de modèle stœchiométrique du glucose traduit par l'équation (IV.4) ont d'abord été validés par l'approche théorique de bilan DCO. En effet, dans les conditions anaérobies, la variation en DCO est toujours nulle car il n'y a pas de consommation d'oxygène. Et, pour rappel, la DCO d'un composé est calculée par la formule suivante (Rittman & McCarty, 2001):

DCO(en g DCO du composé) = Nombre de mole du composé * PM * $i_{DCO, composé}$.

Avec : • PM : poids moléculaire du composé

• $i_{DCO, composé}$ représente l'équivalent DCO de 1 g du composé et est calculé de manières suivantes:

$i_{DCO, composé} = \text{nombre de mole d'O}_2 * \text{PM O}_2/\text{PM du composé}$ (cela suppose connaître son équation d'oxydation) ou $i_{DCO, composé} = \text{nombre d'e}^- * 8 \text{ g O}_2/\text{PM du composé}$.

Pour le calcul de $i_{DCO, composé}$, il convient de rappeler que l'azote organique (NH_3 ou $N-NH_4^+$) n'a pas de réponse à la DCO de même que l'eau, le CO_2 et le HCO_3^- .

Cela signifie que $i_{DCO, NH_3} = i_{DCO, NH_4^+} = i_{DCO, H_2O} = i_{DCO, CO_2} = i_{DCO, HCO_3^-} = 0$.

De l'équation (IV.4), les contributions DCO des molécules à réponse positive au test DCO se présentent comme suit:

$$DCO (1 C_6H_{12}O_6) = 1 * 180 * 1,07 = 192,6$$

$$DCO (0,20864 C_5H_7O_2N) = 0,20864 * 113 * 1,42 = 33,48$$

$$DCO (2,4784 CH_4) = 2,4784 * 16 * 4 = 158,62$$

Le bilan DCO de l'équation (IV.4) (192,6 g_DCO pour le premier membre et 192,1 g_DCO pour le deuxième membre) montre que le bilan de ce modèle stœchiométrique de glucose en conditions anaérobies est complètement bouclé (à 0,3 % d'erreur près) et peut donc être exploité pour la justification du métabolisme dans les fosses septiques.

Ainsi, l'équation (IV.4) montre que 180 g de glucose (1 mole) produisent idéalement 2,4784 moles de CH_4 . Or, 89,20 g de glucose ont été engagés en dégradation, ce qui correspond à 1,23 moles de CH_4 . Et, comme cette approche consiste à comparer le potentiel méthanogène théorique du substrat aux potentiels méthanogènes expérimentaux du même substrat (dans les conditions de cette étude), il est donc logique de convertir les 1,23 moles de CH_4 par la loi des gaz parfaits et suivant les conditions des essais au laboratoire. A cet effet, il est sous entendu

que sous une pression atmosphérique et à une température de 303,15 °K, une mole de gaz occupe un volume de 24,8583 l. Ainsi un volume égal à 30,58 l de CH₄ est produit théoriquement si 89,20 g de glucose sont dégradés, ce qui correspond à **343 ml de CH₄/g de glucose dégradé**. Il ressort que ce potentiel méthanogène théorique (cas de cette étude) se rapproche de celui de la littérature, lorsqu'une matière organique est complètement digérée (350 ml de CH₄/g DCO),(Batstone *et al.*, 2002; Moletta, 2008). Cette légère différence est donc normale, car la valeur de 350 ml de CH₄/g DCO provient d'une dégradation complète, sans production de biomasse.

- ❖ Calcul des potentiels méthanogènes expérimentaux du glucose dans les conditions de l'étude

A partir des productions maxima cumulées de CH₄ observées dans cette étude (Tableau IV.2), de la quantité totale du glucose engagée en dégradation et le $i_{DCO, glucose}$ (1,07 g DCO/g glucose), il a été calculé les potentiels méthanogènes expérimentaux du glucose (Tableau IV.3) afin de pouvoir les comparer à la valeur théorique.

Tableau IV.3: Synthèse de calcul des potentiels méthanogènes expérimentaux du substrat (glucose) dans les conditions de l'étude

Désignation	Cas de FS où aucune condition particulière n'a été imposée	Cas de FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées
Production cumulée maximale de CH ₄ ne provenant que du glucose (ml)	28780	29530
Quantité totale de glucose engagée en dégradation (g)	89,2	89,2
DCO _{glucose} totale correspondante (g DCO)	95,44	95,44
Potentiel méthanogène expérimental (ml CH₄/gDCO glucose)	301,5	309,4

Il convient de préciser que la production cumulée maximale de CH₄ ne provenant que du glucose a été obtenue par différence entre les productions cumulées maxima de CH₄ pour le cas où le glucose a été alimenté et celui où il n'est pas alimenté (cas du blanc). Ainsi, en comparant ces potentiels méthanogènes expérimentaux du substrat glucose (301,5 ml CH₄/gDCO glucose et 309,4 ml CH₄/gDCO glucose, voir le Tableau IV.3 ci-haut) avec celui théorique (343 ml de CH₄/g DCO glucose) lorsque ce même substrat est dégradé en conditions d'anaérobioses strictes, il est déduit que le métabolisme ayant lieu dans les FS, est

essentiellement anaérobie. Ces résultats expérimentaux obtenus à partir de ces réacteurs pilotes de FS soumises en conditions de fonctionnement différentes, présentent entre eux un écart de 2,55 %, ce qui peut indiquer d'une éventuelle légère activité aérobie.

IV.1.3.2 Comparaison des taux de conversion de substrat en biomasse

Cette deuxième approche consiste à comparer (en conditions de cette étude), les taux de conversion expérimentaux du substrat (glucose) en biomasse avec celui théorique calculé à partir de sa stoechiométrie, lorsque ce substrat est dégradé en condition strictement anaérobie. En effet, à partir de la quantité totale de la nouvelle biomasse formée (exprimée sous forme de MVS telle que la Figure IV.2_e le met en évidence) et la quantité totale du glucose engagée en dégradation et en tenant compte des poids moléculaires de la biomasse et du glucose, les taux de conversion $Y_{obs.}$ peuvent se calculer à l'aide de la formule suivante:

$$Y_{obs.} \text{ (mole/mole)} = \left\{ \frac{\text{Quantité totale de la nouvelle biomasse formée(en g)/ } M_{m_biomasse}}{\text{Quantité totale de glucose engagée(en g)/} M_{m_glucose}} \right\}$$

avec $M_{m_composé "i"}$ désignant la masse molaire du composé "i"

La « Figure IV.2_e » révèle que des concentrations maximales observées en MVS respectivement pour le cas de FS où des conditions d'anaérobioses strictes ont été imposées et celui où aucune condition particulière n'a été imposée sont 11,03 g/l et 10,82 g/l. En faisant ensuite la différence entre ces concentrations maximales en MVS observées et celle initiale (c.à.d. MVS au temps zéro), il ressort que 3,15 g/l et 2,94 g/l des MVS sont nouvellement formées respectivement pour le cas de FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées et celui où aucune condition particulière n'a été imposée. Or, il est rappelé que dans chacune des deux conditions (cas de F.S correspondante à la 1ère situation et F.S correspondante à la 2ème situation), 89,20 g de glucose ont été engagés dans des réacteurs dont le volume utile est égal à 3,8l. Connaissant donc la quantité totale du glucose engagée, le volume utile du réacteur ainsi que les concentrations en MVS nouvellement formées, les taux de conversions du substrat (glucose) en biomasse ont été calculés sans problème. Ainsi, $Y_{obs.} = 0,21$ (mole/mole) et $Y_{obs.} = 0,20$ (mole/mole) ont été trouvés respectivement pour le cas de FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées et celui où aucune condition particulière n'a été imposée. Exprimés en gDCO/gDCO, $Y_{obs.} = 0,174$ (gDCO/gDCO) et $Y_{obs.} = 0,166$ (gDCO/gDCO) ont été trouvés respectivement pour le cas de

FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées et celui où aucune condition particulière n'a été imposée. Il convient de préciser que le taux de conversion théorique ($Y_{théo.}$) est calculé à partir de la stoechiométrie du glucose, lorsque ce substrat est dégradé en conditions strictement anaérobies (Equation IV.4). De cette Equation (IV.4), il est déduit que le taux de conversion théorique est tel que $Y_{théo.} = 0,20864$ (mole/mole) soit $Y_{théo.} = 0,174$ (gDCO/gDCO).

En comparant (en conditions de cette étude), les taux de conversion expérimentaux du glucose [$Y_{obs.} = 0,174$ (gDCO/gDCO) et $Y_{obs.} = 0,166$ (gDCO/gDCO)] avec celui théorique ($Y_{théo.} = 0,174$ (gDCO/gDCO)), il est clair que le métabolisme ayant lieu dans des FS, est essentiellement anaérobie.

IV.1.3.3 Comparaison des bilans DCO dans les réacteurs pilotes

Cette troisième approche consiste à valider les résultats trouvés précédemment par vérification et comparaison des bilans DCO de l'évolution des réactions dans les FS soumises en conditions de fonctionnement différentes. En effet, dans un réacteur biologique comme la FS par exemple, un bilan de conservation de la matière (évaluable sous forme de bilan DCO), s'inscrit parmi les moyens d'évaluation de l'évolution des processus biochimiques quand un substrat est engagé en dégradation. Les Equations IV.5 et IV.6 suivantes montrent (à l'instar de la présente étude), comment la loi de conservation de la matière peut s'exprimer.

$$\frac{dDCO_{accessible}}{dt} = DCO_{accessible.à.l'entrée} - [DCO_{CH_4} + (DCO_{biomasse.formée} + DCO_{accessible.qui.reste.après.transformation})] \quad (IV.5)$$

$$DCO_{accessible.à.l'entrée} = DCO_{CH_4} + (DCO_{biomasse.formée} + DCO_{accessible.qui.reste.après.transformation}) \quad (IV.6)$$

Avec DCO_{CH_4} : la DCO transférée dans le méthane

❖ Bilan DCO pour le cas de FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées

Dans les conditions des essais de la présente étude, il a été montré qu'une mole de gaz occupe un volume de 24,8583l. Or, dans le réacteur simulant la FS suivant ce scénario, une production cumulée maximale en méthane (en provenance de glucose et des gadoues de FS) de 35,350 l soit 1,422 mole de CH_4 a été observée, ce qui représente 91 g_DCO (car selon Batstone *et al.* (2002) et Moletta (2008), 1 mole de CH_4 correspond à 64 g_DCO).

Par ailleurs, la DCO alimentée dans le réacteur vient de deux sources: (i) les 89,20 g de glucose engagés ce qui correspond à 95,44 g_DCO; et (ii) les 3,8 l de gadoues de FS placées dans le réacteur avec comme $DCO_{soluble}$ égale à 3700 mg/l, ce qui représente 14,06 g_DCO.

La part de la DCO de la nouvelle biomasse formée dans ce réacteur représente 16,99 g_DCO car 3,15 g/l de biomasse ont été formés et $i_{DCO, biomasse}$ équivaut à 1,42 g_DCO/g_biomasse. La $DCO_{soluble}$ restante dans ce réacteur à la fin des essais a été mesurée et est égale à 106 mg/l, ce qui représente 0,402 g_DCO.

Ainsi, le Tableau IV.4 ci-dessous montre pour ce réacteur, la distribution de la DCO facilement accessible engagée.

❖ Bilan DCO pour le cas de FS où aucune condition particulière n'a été imposée

Dans la même pensée que précédemment, le réacteur simulant la FS suivant ce deuxième scénario a permis une production cumulée maximale en méthane (en provenance de glucose et des gadoues de FS) de 34,570 l soit 1,391 mole de CH_4 , ce qui représente 89 g_DCO.

Dans ce réacteur, la $DCO_{soluble}$ restante à la fin des essais est égale à 294 mg/l, ce qui représente 1,12 g_DCO. Et, par rapport à la DCO facilement accessible introduite dans le réacteur, elle vient aussi de deux sources: (i) les 3,8 l de gadoues de FS dont la $DCO_{soluble}$ est égale à 3700 mg/l, ce qui représentent 14,06 g_DCO; et (ii) les 89,20 g de glucose engagés dans le réacteur, ce qui représentent 95,44 g_DCO (car $i_{DCO, glucose} = 1,07$ gDCO/g glucose).

La part de la DCO de la nouvelle biomasse formée est égale à 15,86 g_DCO (car 2,94 g/l de biomasse ont été formés et $i_{DCO, biomasse} = 1,42$ g_DCO/g_biomasse).

La distribution de la DCO facilement accessible engagée dans ce cas de réacteur est également présentée dans la Tableau IV.4

Tableau IV.4: Synthèse des bilans DCO facilement accessible aux bactéries lors des essais.

Les valeurs n'étant pas entre parenthèses se réfèrent au cas de FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées tandis que celles entre parenthèses correspondent au cas de FS où aucune condition particulière n'a été imposée.

Désignation	$DCO_{entrée}$ via le glucose	$DCO_{entrée}$ via les gadoues de FS	DCO_{CH_4}	DCO de la nouvelle biomasse formée	$DCO_{soluble}$ restante
Quantité (g_DCO)	95,44 (95,44)	14,06 (14,06)	91 (89)	16,99 (15,86)	0,402 (1,12)
	DCO entrée totale = 109,50 (109,50) g_DCO		Σ DCO résultantes des processus = 108,39 (106,00) g_DCO		

En comparant pour le réacteur désignant le cas de FS où des conditions d'anaérobiose stricte ont été imposées, la DCO facilement accessible y introduite avec la somme des DCO résultantes des processus, il est constaté que le bilan DCO est équilibré (à 1 % d'erreur près). Et, pour le cas de FS où aucune condition particulière n'a été imposée, il ressort que le bilan DCO est équilibré (à 3 % d'erreur près).

Finalement, les bilans DCO des processus biochimiques dans les FS où des conditions d'anaérobioses strictes ont été imposées et celui où aucune condition particulière n'a été imposée sont quasi similaires, ce qui implique que le métabolisme ayant lieu dans les FS est essentiellement anaérobie.

Par ailleurs, une étude menée par Shin *et al.* (2011) relative aux effets du ratio « O_2 dissous/ DCO_{brute} » sur le fonctionnement des réacteurs anaérobies à lits fluidisés a montré que lorsque ce ratio est inférieur à 0,05, aucune influence ne peut être observée. Et, pour la présente étude, ce ratio « O_2 dissous/ DCO_{brute} » est égal à 0,001 et est donc de loin inférieur à ce dernier. Ce résultat de Shin *et al.* (2011) constitue donc un appui aux résultats de la présente étude.

IV.1.4 Conclusion

L'étude a prouvé que la quantité d' O_2 dissous qui entre dans les F.S ne perturbe pas de façon notable le métabolisme anaérobie, notamment parce que le rapport O_2 dissous/ DCO_{brute} est très faible pour avoir une influence marquée.

Sur base de ce métabolisme anaérobie, un modèle stoechiométrique de fonctionnement des fosses septiques sera proposé.

IV.2 Proposition de modèle stoechiométrique de fonctionnement des fosses septiques

IV.2.1 Introduction

L'étape fondamentale dans la conception des systèmes de traitement biologique est le bilan massique, basé sur leurs modèles stoechiométriques (Rittman & McCarty, 2001). Cependant, la revue de la littérature consultée dans cette thèse a montré qu'il n'y a pas jusqu'à nos jours d'études qui se sont intéressées au développement d'un modèle stoechiométrique pour des fosses septiques (FS). C'est dans cette logique que cette partie de la présente étude vise à élaborer une formule « d'une biomole d'un substrat complexe » représentant les flux entrants dans les FS en vue d'établir un modèle stoechiométrique de fonctionnement de ces dispositifs.

Au terme de cette étude, la formule « de biomole du substrat complexe » (aussi appelé « biomole de substrat combiné ») sera connu. Le modèle stœchiométrique de fonctionnement de ces dispositifs sera aussi connu. La figure IV.3 servira tout simplement de base à son développement.

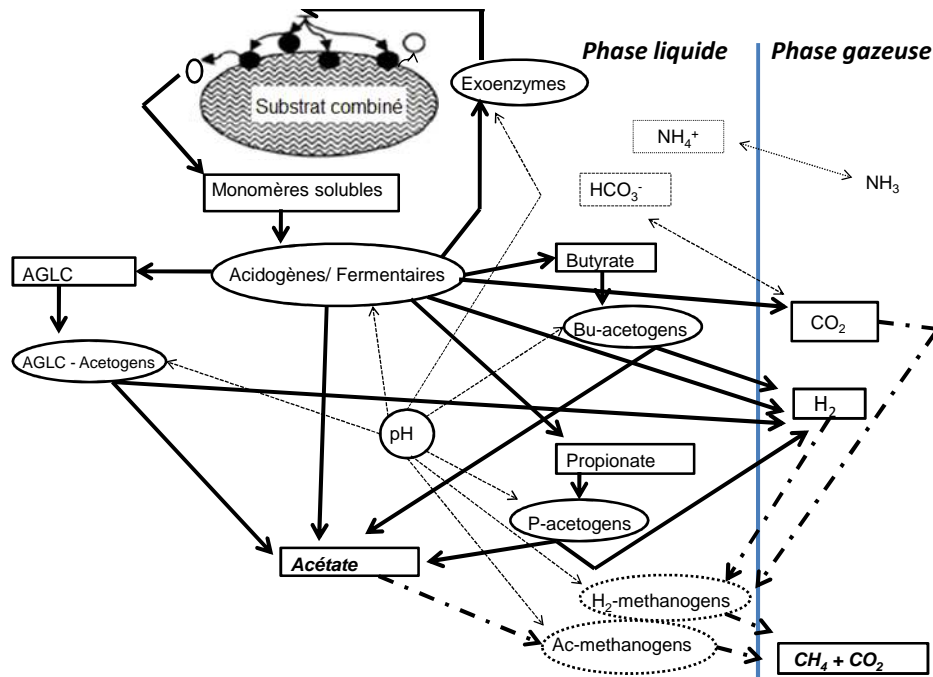


Figure IV.3: Schéma du modèle stœchiométrique de fonctionnement des FS

IV.2.2 Méthodologie

La biomole de substrat combiné dont cette partie d'étude se propose d'élaborer sa formule, tient compte de toutes les sources de pollution qui entrent dans les fosses septiques (urines, excréments, papiers toilette, eaux de vaisselle, eaux de lave-linge, eaux de douche). Une approche qui consiste d'abord à déterminer individuellement les stœchiométries des composés chimiques (en conditions anaérobies) que contiennent ces sources de pollution et à les coupler ensuite avec des données quantitatives de ces différents composés chimiques, va permettre d'élaborer la dite formule de « biomole de substrat combiné ». Et, comme ces données quantitatives desdits composés chimiques ont constitué les résultats du Chapitre II, il ne reste pour atteindre cet objectif spécifique que de déterminer les stœchiométries individuelles de ces composés.

Pour ce faire, par origine de pollution dans les FS, diverses molécules chimiques ont été choisies pour représenter les flux y entrant. La cellulose, constituant essentiel des papiers

toilette a été choisie pour les représenter tandis que les lipides, protéines et carbohydrates ont été sélectionnés pour illustrer les eaux usées provenant d'éviers de cuisine. Les détergents, représentés par une molécule de monopalmitate d'hexaglycérol (il s'agit d'un produit de synthèse de type monoester) ont été choisis pour représenter les eaux de lave-linge alors que les savons simulés par le palmitate ont été utilisés pour désigner les eaux de douche. Les lipides, protéines et carbohydrates ont aussi été choisis pour représenter les excréments alors que la créatinine, les protéines et acides aminés urinaires illustrés par l'histidine ont été utilisés pour représenter les urines.

Pour établir par ailleurs les stœchiométries de ces composés, le modèle ADM1 modifié (« Anaerobic Digestion Model n°1 »), (Batstone *et al.*, 2002; Effebi, 2008; Harerimana, 2011) sera pris en compte. Il convient en outre de préciser que pour tout composé chimique (individuel ou « biomole de substrat combiné »), toutes les étapes de la digestion anaérobie, impliquées dans l'ADM1 seront, dans cette étude, simplifiées en deux étapes à savoir la fermentation acide et fermentation méthanique. Et, pour plus d'éclaircissement, la fermentation acide correspond à l'étape allant du début de la réaction du métabolisme bactérien jusqu'au stade acétate et celle méthanique correspond à la phase finale faisant intervenir les archées méthanogènes (Figure IV.3). De cette manière, la formulation du modèle ADM1 pour la partie méthanogénèse pourra être conservée.

Il convient de préciser que dans cette étude, l'approche thermodynamique a été utilisée pour construire les équations chimiques présentées. Cette approche a comme avantage de ne pas obligatoirement connaître à priori les taux de conversion expérimentaux des substrats (en biomasse cellulaire).

En d'autres termes, voici comment techniquement cette approche thermodynamique a été exploitée. Rittman et McCarty (2001) estiment que, lorsque les bactéries dégradent un substrat (c.à.d. une pollution) qui est ici considéré comme le donneur d'électrons, tous les électrons contenus dans ce dernier, doivent se retrouver dans les accepteurs d'électrons ainsi que dans des nouvelles biomasses cellulaires formées. Pour ce faire, les demi-réactions basées sur un électron équivalent pour les donneurs d'électrons, les accepteurs d'électrons et la formation des nouvelles biomasses cellulaires ont été exploitées. Et, étant donné que les composés chimiques (ici appelés de façon générale substrats) sont variables du point de vue de leur structure chimique, cela a un impact qualitatif et quantitatif sur les accepteurs d'électrons; et il est logique que les stœchiométries des différents composés seront traitées au

cas par cas. Une méthodologie générale sera tout simplement présentée, suivie de quelques cas précis.

Ainsi, par rapport à chaque cas, le substrat est considéré être un donneur d'électron et la demi-équation de sa formation est désigné par « \mathbf{R}_d ». Par contre « $-\mathbf{R}_d$ » désigne la demi-équation du même donneur d'électron lorsque la réaction est orientée dans le sens de sa dégradation.

Pendant la phase de fermentation acide, il a été considéré comme accepteurs d'électron, l'acétate d'une part (désigné par la demi-équation d'accepteur d'électrons « \mathbf{Ra}_1 ») et l'hydrogène d'autre part (désigné par la demi-équation d'accepteur d'électrons « \mathbf{Ra}_2 »). Pendant la phase de fermentation méthanique par contre, les donneurs d'électrons sont l'acétate pour le cas de métabolisme par voie de méthanogénèse acétoclastique et l' H_2 pour le cas de métabolisme par voie de méthanogénèse hydrogénéophile. L'accepteur final d'électrons est le méthane dans chacun des deux voies métaboliques. Pour spécialement les cas de fermentation acide où deux accepteurs d'électrons ont été observés, leur demi-équation globale a été déterminée en exploitant le formalisme de Rittman et McCarty (2001), selon lequel il faut tenir en compte ces 3 Equations (IV.7, IV.8 et IV.9) :

$$R_a = \sum_{i=1}^n e_{ai} R_{ai} \quad (\text{IV.7})$$

$$e_{ai} = \frac{\text{equiv}_{ai}}{\sum_{j=1}^n \text{equiv}_{aj}} \quad (\text{IV.8})$$

$$\sum_{i=1}^n e_{ai} = 1 \quad (\text{IV.9})$$

Avec « e_{ai} », « equiv_{ai} » et « $\sum \text{equiv}_{aj}$ » désignant respectivement les fractions d'accepteurs d'électrons formés (par exemple acétate et hydrogène pendant la phase de fermentation acide), le nombre d'équivalents ou électrons libérés correspondant à la demi-équation « \mathbf{R}_{ai} » et la somme de tous les équivalents ou électrons libérés dans toutes les demi-équations qui interviennent.

Il est indispensable de préciser que ces fractions varient avec le substrat considéré, ce qui justifie davantage pourquoi les stoechiométries des différents composés seront traitées au cas par cas. Et, étant donné que c'est le donneur d'électrons qui les fournit aux accepteurs, les demi-équations des accepteurs varient aussi selon la nature du substrat.

Dans certains cas en outre, comme par exemple le cas des lipides, deux donneurs d'électrons sont générés (l'acide palmitique et le glycérol). Dans de tels cas de deux ou plusieurs donneurs d'électrons, Rittman et McCarty (2001) proposent un formalisme selon lequel une demi-équation globale de donneur d'électrons se détermine (Equations IV.10, IV.11 et IV.12):

$$R_d = \sum_{i=1}^n e_{di} R_{di} \quad (\text{IV.10})$$

$$e_{di} = \frac{\text{equiv}_{di}}{\sum_{j=1}^n \text{equiv}_{dj}} \quad (\text{IV.11})$$

$$\sum_{i=1}^n e_{di} = 1 \quad (\text{IV.12})$$

Avec « e_{di} », « equiv_{di} » et « $\sum \text{equiv}_{dj}$ » désignant respectivement les fractions de donneurs d'électrons engagés (par exemple l'acide palmitique et le glycérol pour le cas des lipides), le nombre d'équivalents ou électrons libérés correspondant à la demi-équation « R_{di} » et la somme de tous les équivalents ou électrons libérés dans toutes les demi-équations qui interviennent.

La construction de l'équation chimique du métabolisme bactérien tient aussi compte d'une demi-équation de la synthèse cellulaire (Rittman & McCarty, 2001) dont la notation « R_c » est adoptée.

Selon les mêmes auteurs, lorsque les bactéries dégradent une pollution (c.à.d. le substrat), il se déroule deux réactions principales : à savoir la réaction de production d'énergie (réaction catabolique) et celle de synthèse cellulaire (réaction anabolique). Une partie d'électrons désignée par « f_e^0 » est alors transférée à l'équation de production d'énergie (Equation IV.13) tandis qu'une autre partie d'électrons désignée par « f_s^0 » est utilisée pour la synthèse des nouvelles biomasses cellulaires traduite par l'Equation (IV.14). La formule de biomasse cellulaire proposée par Batstone *et al.* (2002) (« $C_5H_7O_2N$ ») a été utilisée à cet effet et la réaction globale de dégradation du substrat est donnée par conséquent par l'Equation (IV.15) qui devient après simplification l'Equation (IV.16).

$$R_e = R_a + (-R_d) \quad (\text{IV.13})$$

$$R_s = R_c + (-R_d) \quad (\text{IV.14})$$

$$R = f_e^0(R_a - R_d) + f_s^0(R_c - R_d) \quad (IV.15)$$

$$R = (f_e^0 R_a + f_s^0 R_c) - R_d \quad (IV.16)$$

$$\text{Avec } f_e^0 + f_s^0 = 1 \quad (IV.17)$$

Au regard de l'Equation (IV.16), la connaissance de « f_e^0 » et « f_s^0 » pour un substrat est indispensable pour réussir à élaborer sa stœchiométrie. C'est pour cette raison que l'approche thermodynamique a été choisie. En effet, selon cette approche, lorsqu'une partie d'électrons (« f_s^0 ») contenue dans le substrat, est incorporée dans la biomasse pour la synthèse de nouvelles cellules, deux types de conversion successifs sont réalisés. Il s'agit de la conversion du carbone du substrat, en carbone du pyruvate (intermédiaire du métabolisme) d'une part et du carbone du pyruvate en carbone cellulaire d'autre part (Rittman & McCarty, 2001). Cela signifie qu'à chaque étape de conversion, une certaine quantité d'énergie est nécessaire pour cette opération mais cependant selon les mêmes auteurs, une perte d'énergie dans les conversions est aussi observable.

Dans cette approche, « ΔG_s » désigne l'énergie nécessaire pour synthétiser un équivalent de cellule à partir du substrat comme source de carbone et elle est supposée être égale à la somme de l'énergie nécessaire pour convertir le carbone du substrat en carbone du pyruvate « ΔG_p » et de celle nécessaire pour convertir le carbone du pyruvate en carbone cellulaire « ΔG_{pc} », en tenant aussi compte du terme d'efficacité de transfert d'énergie « ε » (Equation IV.18).

$$\Delta G_s = \frac{\Delta G_p}{\varepsilon^n} + \frac{\Delta G_{pc}}{\varepsilon} \quad (IV.18)$$

où n prend deux valeurs +1 ou -1 selon que « ΔG_p » a pour valeur positive ou négative.

D'après Rittman et McCarty (2001), « ΔG_{pc} » est estimé sur base de 3,33 kJ/gramme de nouvelles cellules formées, ce qui varie avec le nombre d'électrons équivalents par mole de cellules. Autrement dit, la valeur de « ΔG_{pc} » dépend du type de source d'azote utilisé. Si c'est NH_4^+ qui est utilisé, la demi-équation de synthèse cellulaire libère 20 électrons, ce qui fait que la quantité (en gramme) des nouvelles cellules formées correspond à $113/20 = 5,65$ grammes et finalement $\Delta G_{pc} = 18,8$ kJ/électron-équivalent. Par la même approche, « ΔG_{pc} » prend les

valeurs de 13,5kJ/électron-équivalent; 14,5kJ/électron-équivalent et 16,4kJ/électron-équivalent si NO_3^- , NO_2^- et N_2 sont respectivement utilisés comme source d'azote.

Les mêmes auteurs considèrent qu'en conditions optimales, l'efficacité de transfert d'énergie varie de 55% à 70% et que la valeur de $\varepsilon = 0,6$ est souvent employée (c'est celle-ci qui a été utilisée dans cette étude).

Le « ΔG_p » quant à lui est obtenu par la différence entre l'énergie liée à la demi-équation de formation du pyruvate qui est égale à 35,09kJ/électron-équivalent et celle liée à la demi-équation de donneur d'électrons (Equation IV.19).

$$\Delta G_d^{0'} = \sum G_{f(\text{produits})}^{0'} - \sum G_{f(\text{réactifs})}^{0'} \quad (\text{IV.19})$$

où « $\Delta G_d^{0'}$ » désigne l'énergie libre de formation de donneur d'électrons

Connaissant donc cette énergie nécessaire pour la synthèse cellulaire « ΔG_s », Rittman et McCarty (2001) considèrent qu'une possibilité existe pour estimer le nombre d'équivalent de donneur d'électrons « A » (« énergie de compensation ») pouvant être consommé afin de compenser l'énergie nécessaire pour la synthèse d'un équivalent de cellule (Equation IV.20).

$$A\varepsilon\Delta G_r + \Delta G_s = 0 \quad (\text{IV.20})$$

De cette Equation (IV.20), il ressort que la réaction globale de production d'énergie « ΔG_r » qui est définie par l'Equation (IV.21) est prise en compte.

$$\Delta G_r = \Delta G_a^{0'} - \Delta G_d^{0'} \quad (\text{IV.21})$$

L'énergie « $\Delta G_a^{0'}$ » reprise dans la précédente équation correspond à celle liée à la demi-réaction d'accepteurs d'électrons et qui est calculée à l'aide de l'Equation (IV.22).

$$\Delta G_a^{0'} = \sum G_{f(\text{produits})}^{0'} - \sum G_{f(\text{réactifs})}^{0'} \quad (\text{IV.22})$$

où « $\Delta G_a^{0'}$ » désigne l'énergie libre de formation d'accepteur d'électrons

Finalement, au regard de tout ce qui précède, il devient facile de déterminer le nombre d'équivalents de donneurs d'électrons « A » (Equation IV.23), un paramètre clé dans la détermination des fractions « f_s^0 » et « f_e^0 » du donneur d'électrons (impliquée respectivement dans la synthèse cellulaire et production d'énergie) (Equations IV.24 et IV.25). Ainsi, ce

nombre d'équivalents de donneurs d'électrons « A » correspond à la valeur absolue obtenue en exploitant l'Equation (IV.23).

$$A = \frac{\frac{\Delta G_p}{\varepsilon^n} + \frac{\Delta G_{pc}}{\varepsilon}}{\varepsilon \Delta G_r} \quad (\text{IV.23})$$

$$f_s^0 = \frac{1}{1+A} \quad (\text{IV.24})$$

$$f_e^0 = \frac{A}{1+A} \quad (\text{IV.25})$$

Le Tableau IV.5 ci-dessous présente par ailleurs les énergies libres de formation des composés ayant servi de base dans l'élaboration des stœchiométries (cas de la présente étude).

Tableau IV.5 : Les énergies libres de formation des composés ayant servi de base dans l'élaboration des stœchiométries (cas de la présente étude)

Nom du composé	Formule	Energie libre formation à 25°C en kJ/mole ($\Delta G^{0'}$)	Référence
Glucose	$C_6H_{12}O_6$	- 917,22	<i>(Thauer et al., 1977; Rittman & McCarty, 2001)</i>
Acide palmitique	$CH_3(CH_2)_{14}COOH$	- 305	
Glycérol	$C_3H_8O_3$	- 488,52	"
Acétate	CH_3COOH	- 369,41	
Dioxyde de carbone	CO_2	- 394,359	"
Eau	H_2O	- 237,178	
Proton	H^+	- 39,87	"
Ammoniac	NH_3	- 26,57	
Ammonium	NH_4^+	- 79,37	"
Pyruvate	CH_3COCOO^-	- 474,63	
Bicarbonate	HCO_3^-	- 586,85	"
Acide Glutamique	$C_5H_9O_4N$	- 723,8	
Palmitate	$CH_3(CH_2)_{14}COO^-$	- 309,5	"
Créatinine	$C_4H_7ON_3$	- 28,91	
Histidine	$C_6H_9O_2N_3$	- 529,7	"
Méthane	CH_4	- 50,79	
Alanine	$C_3H_7NO_2$	- 371,54	"

Il convient de préciser par ailleurs que dans la présente étude, les détergents ont été simulés par un produit de synthèse (le monopalmitate d'hexaglycérol: $C_{34}H_{68}O_{14}$). Ce choix a été

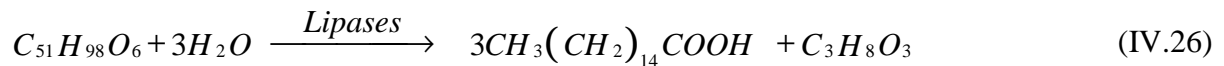
guidé par le fait que selon Chailloux-Lemarie (2004), les détergents répondent à la formule des monoesters dérivés d'acides gras (C_{16} , C_{18} , et $C_{18:1}$ issus du suif) et de divers motifs hydrophiles (dont la longueur carbonée varie selon Noiret *et al.* (2002) cité par Rondel (2009) de C_{12} à C_{16}). Les savons de douche ont ensuite été simulés par du palmitate [$CH_3(CH_2)_{14}COO^-$] car d'après Chailloux-Lemarie (2004), les savons dont les acides gras constitutifs ont de 12 à 16 atomes de carbone sont les plus utilisés. D'après Ezeagu *et al.* (2002), Smith *et al.* (2011) et Hall et Schönfeldt (2013), les protéines contiennent 16 % (p/p) d'azote. L'acide aminé alanine ($C_3H_7NO_2$) a donc été retenu pour simuler les protéines du fait de son abondance relative importante dans les protéines animales (Ramsay (1997) cité par Batstone *et al.* (2002)) et végétales (Rondel, 2009) d'une part et qu'il est d'autre part, le seul acide aminé qui respecte ce pourcentage de 16 % (p/p) en azote. Les lipides à leur tour ont été simulés par une molécule de tripalmitate de glycérol (Effebe, 2008) aussi appelé « glycérol palmitique » ($C_{51}H_{98}O_6$).

Dans la section des résultats (c.à.d section IV.2.3), les détails d'élaboration de stœchiométrie des lipides et de la cellulose seront donnés comme exemples afin de faciliter la compréhension quant à la mise en application de la méthodologie. Un élément indispensable à préciser par ailleurs dans cette étude est qu'en fermentation méthanique, lorsque cette approche basée sur la théorie d'un électron-équivalent est utilisée, les deux donneurs d'électrons (acétate et hydrogène) qui ne changent pas suivant la nature de la pollution (c.à.d. le substrat) qui entre dans les fosses septiques (par le fait qu'ils sont des intermédiaires de la digestion), ils sont consommés par les biomasses méthanogènes suivant les mêmes équations stœchiométriques. Il est tout simplement sous entendu que seules changent, les équations globales des substrats, pendant la phase de fermentation acide. Et, étant donné qu'il s'agit d'un même principe utilisé pour l'élaboration des équations stœchiométriques (en phase de fermentation acide ou méthanique), les détails par rapport aux composés comme les protéines, la molécule simulant les savons de douche, la molécule simulant les détergents, la créatinine et la molécule simulant les acides aminés urinaires n'ont pas été fournis pour ne pas surcharger le document. Tout simplement, nous présenterons au point IV.2.3.3 intitulé « synthèse des stœchiométries des substrats constitutifs des flux entrants dans les FS »: (i) leurs demi-équations en tant que donneurs d'électrons; (ii) les demi-équations d'accepteurs d'électrons ; (iii) la demi-équation de synthèse cellulaire exploitée; (iv) leurs équations globales; et (v) leurs paramètres stœchiométriques.

IV.2.3 Résultats

IV.2.3.1 Cas des lipides

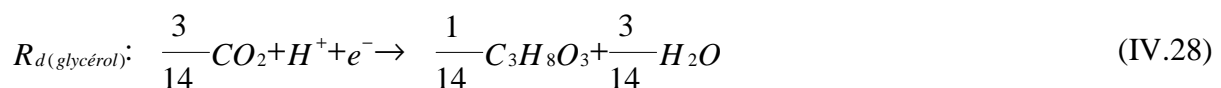
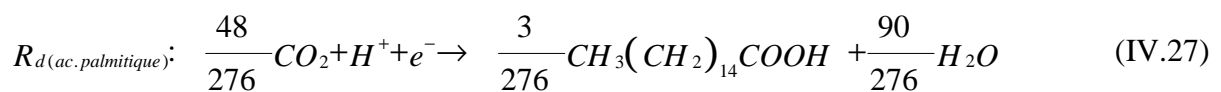
Pour bien saisir le mécanisme réactionnel de dégradation de molécule de tripalmitate de glycérol ($C_{51}H_{98}O_6$) par des biomasses des fosses septiques, quelques considérations de la littérature ont été prises en compte. En effet, il convient de rappeler que lorsque les lipides s'hydrolysent par l'action des enzymes extracellulaires (lipases), il se libère d'une part, des acides gras à longues chaînes (AGLC) (désignés pour le cas présent par les acides palmitiques) et du glycérol d'autre part (*Bastone et al., 2002; Oh & Martin, 2010; Palatsi et al., 2010*). Nous retiendrons la stoechiométrie d'hydrolyse de tripalmitate de glycérol ($C_{51}H_{98}O_6$) adoptée par Effebi (2008) (Equation IV.26):



Il ressort de cette équation (IV.26) que le tripalmitate de glycérol ($C_{51}H_{98}O_6$) est considéré comme engendrant deux composés (acide palmitique et glycérol) dans les proportions 3 : 1.

A. Pendant la phase de fermentation acide

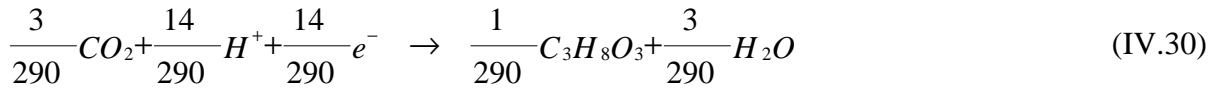
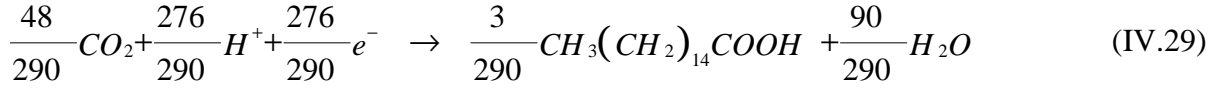
En cette phase de fermentation acide, la demi-équation du donneur d'électrons, le tripalmitate de glycérol, lui-même constitué de deux donneurs d'électrons (acide palmitique et glycérol), est obtenue en exploitant les demi-équations (IV.27) et (IV.28).



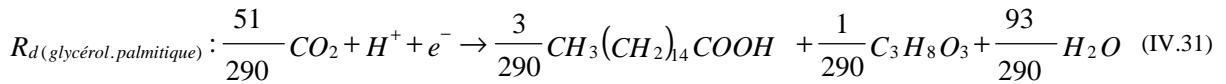
Dans le contexte de la présente étude, l'Equation (IV.27) montre que 3 moles d'acide palmitique correspondent à 276 équivalents (c.à.d. 276 électrons libérés), ce qui signifie que $equiv_{d(ac.palmitique)} = 276$. D'après ensuite l'Equation (IV.28), une mole de glycérol correspond à 14 équivalents ou 14 électrons libérés, ce qui veut dire que $equiv_{d(glycérol)} = 14$. La somme des équivalents dans les deux demi-équations (IV.27) et (IV.28) donne:

$$\sum_{j=1}^n \text{equiv}_{dj} = 276 + 14 = 290.$$

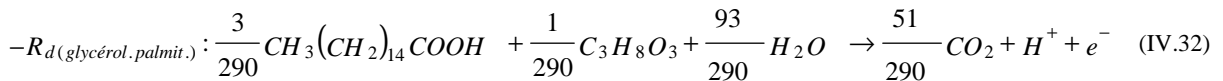
En introduisant ces différentes valeurs (d'équivalents) respectivement dans les Equations (IV.11) et (IV.10), on obtient après simplification, des nouvelles demi-Equations (IV.29) et (IV.30).



La somme des deux demi-Equations (IV.29) et (IV.30) donne la demi-Equation globale (IV.31) de formation du donneur d'électrons (le tripalmitate de glycérol).

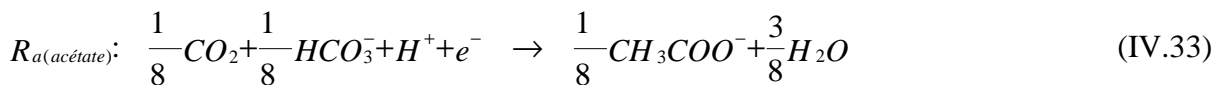


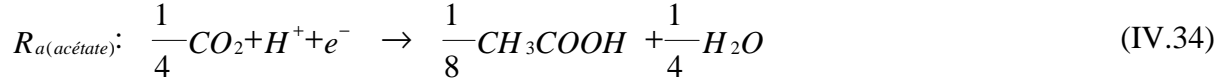
Sachant que dans la présente étude le donneur d'électrons (substrat) est traité dans le sens de sa dégradation, la demi-Equation (IV.32) est considérée pour la suite.



Maintenant que la demi-équation globale du donneur d'électrons est connue, l'étape suivante consiste à déterminer celle d'accepteurs d'électrons. En effet, pendant cette phase de fermentation acide, les accepteurs d'électrons sont l'acétate d'une part (désigné par la demi-Equation IV.33 ou IV.34) et l'hydrogène d'autre part (désigné par la demi-Equation IV.35).

Il convient de préciser que la molécule de bicarbonate (HCO_3^-) joue le rôle d'équilibre des charges lorsque l'acétate est considérée sous sa forme ionique.





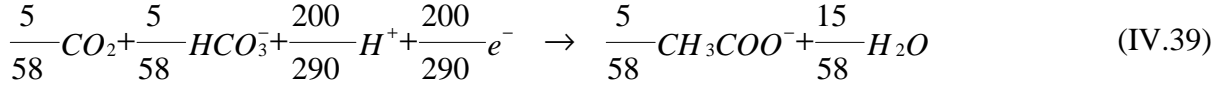
D'après les Equations (IV.33) et (IV.35), une mole d'acétate et d' H_2 correspond à 8 et 2 équivalents respectivement. Et, comme Batstone *et al.* (2002) et Palatsi *et al.* (2010) considèrent que l'acide palmitique subit une réaction de β -oxydation (Equation IV.36), les trois moles de cet acide qui entrent en jeu pour former la molécule de glycérol palmitique produiraient 24 moles d'acétate et 42 moles d' H_2 (Equation IV.37). En plus, Effebi (2008) considère que le glycérol fournit les électrons à l'acétate et H_2 , comme accepteurs d'électrons, dans les proportions molaires 1:3 (Equation IV.38).



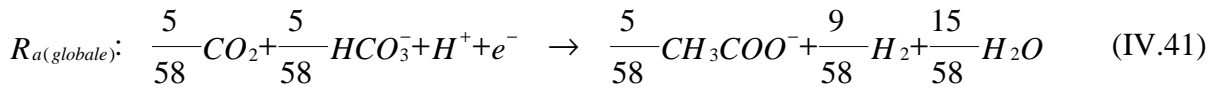
En considérant donc les Equations (IV.37) et (IV.38), il ressort que le donneur d'électrons (le tripalmitate de glycérol: $C_{51}H_{98}O_6$) fournit 25 moles d'acétate contre 45 moles d' H_2 . Cela sous entend que 200 électrons et 90 électrons peuvent être attribués respectivement aux accepteurs d'électrons acétate et H_2 , ce qui permettrait d'écrire que $equiv_{a(\text{acétate})} = 200$ et $equiv_{a(H_2)} = 90$. La somme des équivalents des accepteurs d'électrons, lorsque le donneur est le glycérol palmitique équivaut à:

$$\sum_{j=1}^n equiv_{aj} = 200 + 90 = 290.$$

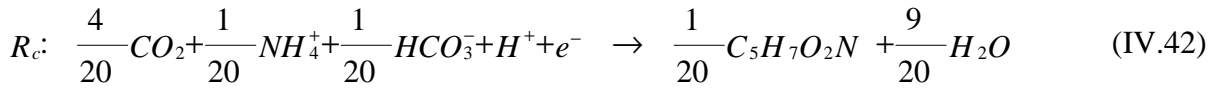
En introduisant ensuite ces différentes valeurs (d'équivalents) respectivement dans les Equations (IV.8) et (IV.7), on obtient après simplification, des nouvelles demi-Equations (IV.39) et (IV.40).



La demi-équation globale d'accepteurs d'électrons, lorsque le tripalmitate de glycérol est leur donneur d'électrons, s'obtient en faisant la somme des Equations (IV.39) et (IV.40).



Sachant que l'objet de l'étude est d'établir la stœchiométrie des polluants dans des fosses septiques et dont pour l'instant le tripalmitate de glycérol n'est qu'un exemple d'application de la méthodologie, il convient de signifier que l'azote ammoniacal a été choisi être la source d'azote pour la croissance bactérienne, ce qui signifie que l'Equation (IV.42) correspond à la demi-équation de la synthèse des nouvelles biomasses cellulaires.



Etant donné que toutes les demi-équations nécessaires pour établir la stœchiométrie de tripalmitate de glycérol sont déjà disponibles, il ne reste qu'à calculer les fractions f_s^0 et f_e^0 .

Les valeurs des variables (ΔG_a^0 , ΔG_d^0 , ΔG_p , ΔG_r , ΔG_{pc} , n, ϵ , A) ayant servi de base pour les calculs de ces fractions, sont reprises dans le Tableau IV.9 ci-dessous. Ces valeurs ont été obtenues en exploitant la méthodologie mise en évidence dans ce même document et en se servant aussi des enthalpies libre de formation des composés ou espèces (Tableau IV.5) intervenant dans les équations cibles. Les détails par rapport à la manière dont les dites variables ont été calculées, sont également fournis pour ce cas de glycérol palmitique juste après le Tableau IV.6.

Tableau IV.6 : Valeurs des variables ayant servi de base pour les calculs des fractions f_s^0 et f_e^0 puis le coefficient de rendement cellulaire Y lorsque le tripalmitate de glycérol est considéré comme donneur d'électrons.

Substrat	$\Delta G_a^{0'}$	$\Delta G_d^{0'}$	ΔG_p	ΔG_r	ΔG_{pc}	n	ε	A	f_s^0	f_e^0	Y_m^m
Glycérol palmitique	31,26	28,32	6,77	2,94	18,8	+1	0,6	24,21	0,04	0,96	0,58

Avec $\Delta G_a^{0'}$, $\Delta G_d^{0'}$, ΔG_p , ΔG_r et ΔG_{pc} exprimés en kJ/électron-équivalent, Y en mole/mole, puis f_s^0 et f_e^0 en électron-équivalent/électron-équivalent.

❖ Calcul de $\Delta G_a^{0'}$

Cette énergie liée à la formation d'accepteurs d'électrons a été calculée en exploitant l'Equation (IV.22).

$$\Delta G_a^{0'} = \sum G_{f(\text{produits})}^{0'} - \sum G_{f(\text{réactifs})}^{0'} = \left[\frac{5}{58} * (-369,41) + \frac{9}{58} * (0) + \frac{15}{58} * (-237,178) \right] - \left[\frac{5}{58} * (-394,359) + \frac{5}{58} * (-586,85) + (-39,87) \right] = 31,26 \text{ kJ / électron-équivalent}$$

❖ Calcul de $\Delta G_d^{0'}$

Cette énergie liée à la formation de donneurs d'électrons a été calculée en se servant de l'Equation (IV.19).

$$\Delta G_d^{0'} = \sum G_{f(\text{produits})}^{0'} - \sum G_{f(\text{réactifs})}^{0'} = \left[\frac{3}{290} * (-305) + \frac{1}{290} * (-488,52) + \frac{93}{290} * (-237,178) \right] - \left[\frac{51}{290} * (-394,359) + (-39,87) \right] = 28,32 \text{ kJ / électron-équivalent}$$

❖ Calcul de ΔG_p

Celle-ci correspond à la différence entre l'énergie liée à la demi-équation de formation du pyruvate qui est égale à 35,09kJ/électron-équivalent et celle liée à la demi-équation de donneur d'électrons. Ainsi, pour ce cas de tripalmitate de glycérol, $\Delta G_p = 35,09 - \Delta G_d^{0'} = 6,77$ kJ/électron-équivalent.

❖ Calcul de ΔG_r

Cette énergie (qui est liée à la réaction globale de production d'énergie) est calculée en exploitant l'Equation (IV.21). Ainsi, pour ce cas de tripalmitate de glycérol, $\Delta G_r = \Delta G_a^{0'} - \Delta G_d^{0'} = 2,94$ kJ/électron-équivalent.

❖ Calcul de ΔG_{pc}

Il s'agit d'une énergie standard pour une même source d'azote pour la synthèse cellulaire. Comme c'est NH_4^+ qui a été utilisé comme source d'azote, $\Delta G_{pc} = 18,8$ kJ/électron-équivalent.

❖ Valeur de n

n prend la valeur -1 ou +1 selon que ΔG_p a une valeur négative ou positive. Et, comme pour ce tripalmitate de glycérol ΔG_p a une valeur positive, $n = +1$.

❖ Valeur de ε

D'après Rittman et McCarty (2001), l'efficacité de transfert d'énergie varie de 55% à 70% raison pour laquelle ils proposent de considérer la valeur de $\varepsilon = 0,6$.

❖ Calcul de A

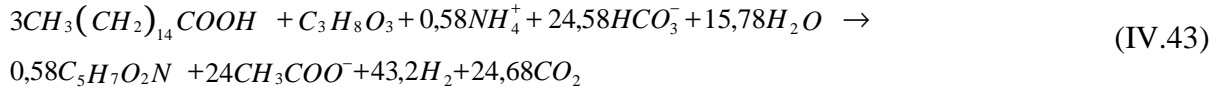
Le nombre d'équivalent du donneur d'électrons destiné à compenser l'énergie nécessaire à la synthèse d'un équivalent de cellule, correspond à la valeur absolue obtenue en exploitant l'Equation (IV.23), ce qui fait que A est égal à 24,21.

❖ Calcul de f_s^0 et f_e^0

Ces fractions « f_s^0 » et « f_e^0 » du donneur d'électrons (tripalmitate de glycérol) impliquée respectivement dans la synthèse cellulaire et production d'énergie, ont été calculées en se servant des Equations (IV.24) et (IV.25). Ainsi, pour ce cas de tripalmitate de glycérol, $f_s^0 = 0,04$ et $f_e^0 = 0,96$.

❖ Calcul du taux de rendement cellulaire (Y_m^m en mole/mole)

Le taux de rendement cellulaire exprimé en mole/mole (Y_m^m) est trouvé après avoir introduit les valeurs de f_s^0 et f_e^0 ainsi que les demi-Équations (IV.32), (IV.41) et (IV.42) dans l'Équation (IV.16).



Rappelant que la biomasse est représentée par la formule $C_5H_7O_2N$, le taux de rendement cellulaire (Y) peut être exprimé de différentes manières [en mole/mole (Y_m^m); en g/mole (Y_m^g); en g/g (Y_g^g); en g/g_DCO ($Y_{g_DCO}^g$); en g_DCO/g_DCO ($Y_{g_DCO}^{g_DCO}$)]:

$$Y_m^m = \frac{\text{Coefficient stoechiométrique de la biomasse}}{\text{Coefficient stoechiométrique du substrat}} \quad (IV.44)$$

$$Y_m^g = \frac{\text{Coefficient stoechiométrique de la biomasse} * PM_{\text{biomasse}}}{\text{Coefficient stoechiométrique du substrat}} \quad (IV.45)$$

$$Y_g^g = \frac{\text{Coefficient stoechiométrique de la biomasse} * PM_{\text{biomasse}}}{\text{Coefficient stoechiométrique du substrat} * PM_{\text{substrat}}} \quad (IV.46)$$

$$Y_{g_DCO}^g = \frac{\text{Coefficient stoechiométrique de la biomasse} * PM_{\text{biomasse}}}{8} \quad (IV.47)$$

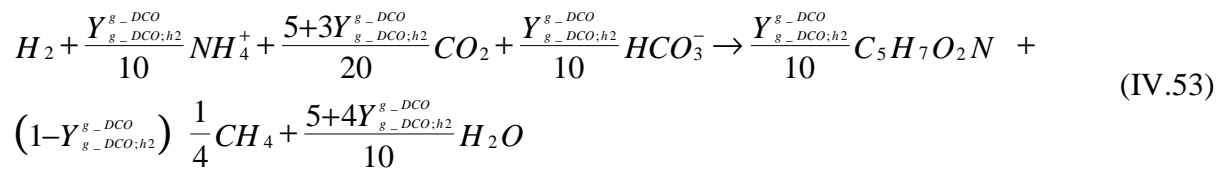
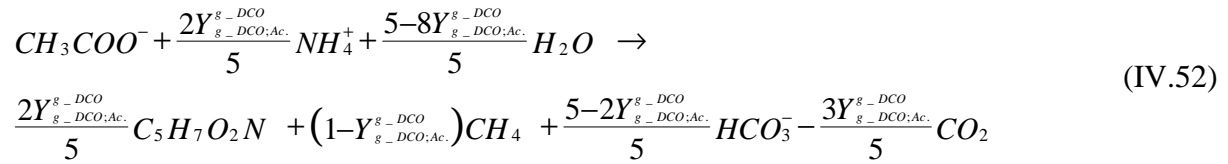
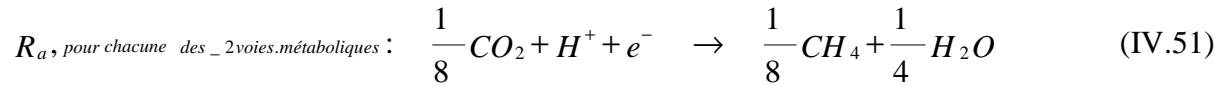
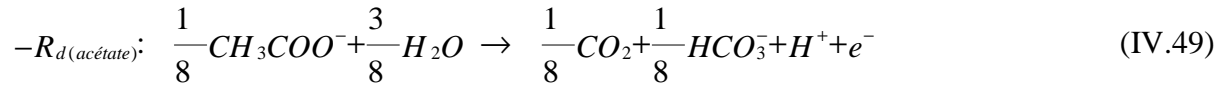
$$Y_{g_DCO}^{g_DCO} = \frac{\text{Coefficient stoechiométrique de la biomasse} * PM_{\text{biomasse}} * i_{DCO,\text{biomasse}}}{\text{Coefficient stoechiométrique du substrat} * PM_{\text{substrat}} * i_{DCO,\text{substrat}}} \quad (IV.48)$$

Avec PM_{biomasse} , PM_{substrat} , $i_{DCO,\text{biomasse}}$ et $i_{DCO,\text{substrat}}$ désignant respectivement le poids molaire de la biomasse, poids molaire du substrat, l'équivalent DCO de 1 g de biomasse et l'équivalent DCO de 1 g de substrat.

Il ressort donc de l'Équation (IV.43) que le taux de rendement cellulaire (en mole de biomasse produite par mole de substrat consommé) équivaut à 0,58. Ainsi, $Y_m^m = 0,58$.

B. Pendant la phase de fermentation méthanique

En cette phase de fermentation méthanique, les paramètres stœchiométriques d'acétate et d'hydrogène ($Y_{g_DCO;Acétate}^{g_DCO} = 0,05$, $Y_{g_DCO;hydrogène}^{g_DCO} = 0,06$) du modèle ADM1 (Batstone *et al.*, 2002), ont été appliqués aux demi-équations associées à ces substrats (Equations IV.49, IV.50 et IV.51); ce qui correspond aux équations stœchiométriques (IV.52 et IV.53). Le CH_4 intervient dans la voie de méthanogénèse acétoclastique tout comme dans celle de méthanogénèse hydrogénéophile comme un accepteur final d'électrons.



De ces équations stœchiométriques d'acétate et d'hydrogène (IV.52 et IV.53), il apparaît que les taux de conversion y afférents (exprimés en mole de biomasse/mole de substrat) correspondent respectivement à $Y_{m;Acétate}^m = 0,02$ et $Y_{m;hydrogène}^m = 0,006$.

IV.2.3.2 Cas de la cellulose

Pour le cas de la cellulose, il convient d'abord de préciser sa structure, étant donné que sa dégradation en dépend. En effet, la cellulose est un polysaccharide composé de sous-unités glucose, reliées par des liaisons β -1,4 (Jacquet *et al.*, 2012). Cette macromolécule possède en outre des hydroxyles (OH) libres sur les positions 2, 3 et 6 en plus de ses nombreuses liaisons hydrogène intra- et intermoléculaires, rendant la macromolécule plus rigide et plus résistante (Morales-delaRosa *et al.*, 2012; Wang *et al.*, 2012). Le maillon élémentaire de cette chaîne linéaire est le cellobiose, constitué de deux unités glucose présentant une rotation de 180° l'une par rapport à l'autre (c'est-à-dire inversion de la deuxième molécule de glucose par rapport à la première), (Schwarz, 2001). Les chaînes de cellulose comprennent de 100 à 10000 résidus glucose et la longueur du motif est d'environ 1,03 nm (Lechien, 2009).

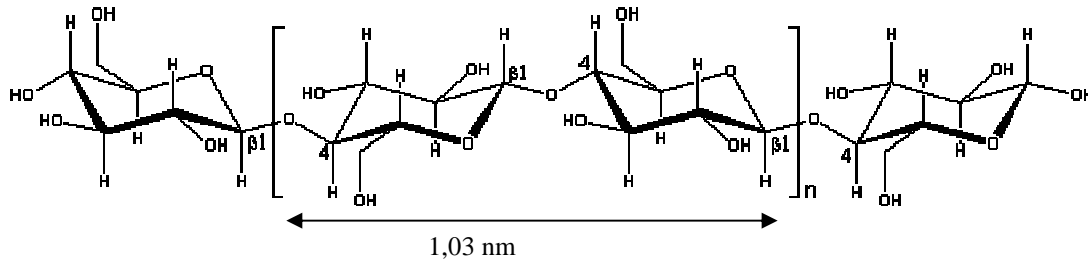


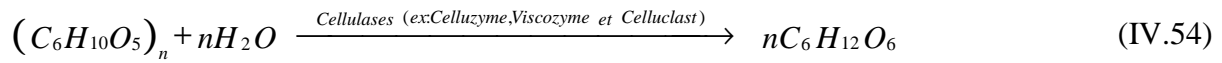
Figure IV.4: Structure de la cellulose (source: Garrett et Grisham (2000) et Lechien (2009)).

En conditions anaérobies, les bactéries comme *Acetivibrio*, *Ruminococcus*, *Clostridium papyrosolvans* et *Clostridium cellulolyticum* sont presque exclusivement responsables de la dégradation de la cellulose (Desvaux, 2005; Lechien, 2009).

D'après Schwarz (2001) et Ogeda *et al.* (2012), au moins trois types d'enzymes hydrolysent la cellulose en exerçant une action synergique de manière suivante:

- ❖ les endoglucanases (1,4- β -D-glucane-4-glycanohydrolase) agissent au hasard sur le polymère et libèrent de nouvelles extrémités ;
- ❖ les exoglycanases agissent à partir de ces nouvelles extrémités de chaîne de cellulose et libèrent de cellodextrines. Elles incluent les 1,4- β -D-glucane-4-glycanohydrolases libérant le D-glucose, ainsi que les 1,4- β -D-glucane cellobiohydrolases libérant le D-cellobiose ;
- ❖ les β -glucosidases (β -D-glucoside glucohydrolases) libérant des unités D-glucose à partir de cellodextrines et de cellobioses.

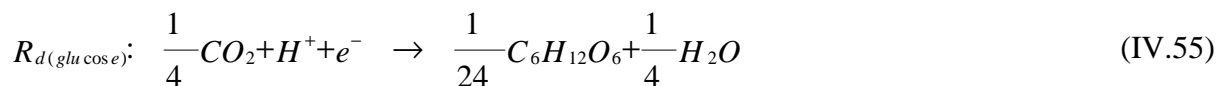
D'une manière brève, la cellulose s'hydrolyse en glucose suivant l'Equation (IV.54) suivante :



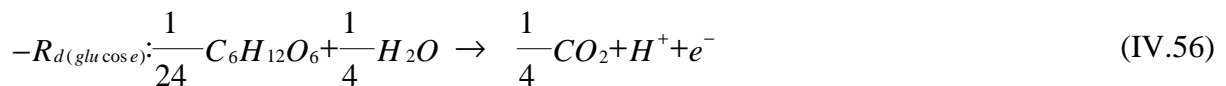
Etant donné que le monomère qui résulte de l'hydrolyse de la cellulose est le glucose, c'est ce dernier qui sera considéré comme substrat accessible aux bactéries lors de l'élaboration de stoechiométrie de la cellulose. Le nombre "n" de résidus de glucose (variant de 100 à 10000 résidus) sera ensuite pris en compte pour généraliser les équations stoechiométriques de la dégradation de la cellulose (en phase de fermentation acide et méthanique).

A. Pendant la phase de fermentation acide

En phase de fermentation acide, il a été considéré comme pour le cas des lipides, tout ce qui se passe du début de la réaction du métabolisme bactérien jusqu'au stade acétate. Pour ce cas-ci où le glucose est considéré être le donneur d'électrons, la demi-Equation (IV.42) reste valable car la source d'azote reste toujours l'azote ammoniacal. Cependant, la demi-équation globale d'accepteurs d'électrons va changer du fait qu'elle dépend de la nature du donneur d'électron. En effet, la demi-équation de la réaction de formation de glucose comme donneur d'électrons se présente comme suit:

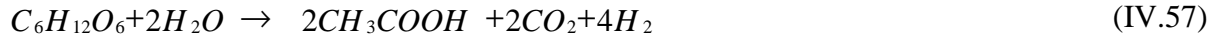


Cela signifie que lorsque la réaction est orientée dans le sens de sa dégradation, la demi-équation de donneur d'électron ($-R_d$) se présente comme suit:



Maintenant que les demi-équations de donneur d'électrons ($-R_d$) et de synthèse cellulaire (R_c) sont déjà définies, il ne reste qu'à déterminer celle globale d'accepteurs d'électrons ($R_{a(\text{globale})}$) après quoi les fractions f_s^0 et f_e^0 ainsi le taux de rendement cellulaire (Y_m^m ou Y_{g-DCO}^{g-DCO}) seront calculés. Rappelant que pendant la fermentation acide, les accepteurs d'électrons sont toujours l'acétate et l'hydrogène, leurs demi-équations en tant qu'accepteurs

d'électrons sont déjà mises en évidence dans ce même document et sont illustrées par les Equations (IV.33) ou (IV.34) (cas d'acétate) et (IV.35)(cas d'hydrogène). Pour trouver la demi-équation globale d'accepteurs d'électrons dans le cas présent, les considérations de Batstone *et al.* (2002) selon lesquelles la dégradation du glucose ne peut produire l'acétate et l'hydrogène que dans les proportions 2:4 en terme de nombre de mole (Equation IV.57) ont été prises en compte, en plus de l'exploitation des demi-Equations (IV.34) et (IV.35).



En considérant donc les Equations [(IV.34) et (IV.57)] puis [(IV.35) et (IV.57)], il ressort que $equiv_{a(acétate)} = 16$ et $equiv_{a(H_2)} = 8$. La somme des équivalents des accepteurs d'électrons,

lorsque le donneur est le glucose équivaut à: $\sum_{j=1}^n equiv_{aj} = 16 + 8 = 24$.

En introduisant ensuite ces différentes valeurs (d'équivalents) respectivement dans les Equations (IV.8) et (IV.7), on obtient après simplification, des nouvelles demi-Equations (IV.58) et (IV.59).



Lorsque le glucose est considéré comme donneur d'électrons, la demi-équation globale d'accepteurs d'électrons s'obtient en faisant la somme des Equations (IV.58) et (IV.59).



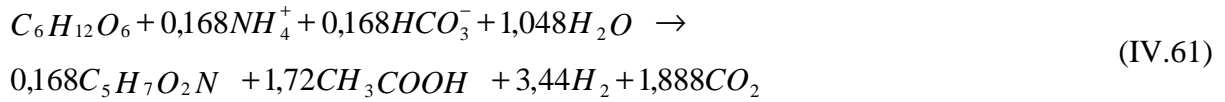
La même approche thermodynamique utilisée pour le cas des lipides lors de la détermination des fractions f_s^0 et f_e^0 a aussi été exploitée dans le cas présent, ce qui a permis d'avoir de dresser un tableau de synthèse (Tableau IV.7) des valeurs des variables ayant servi de base pour les calculs de ces fractions ainsi que le coefficient de rendement cellulaire Y_m^m lorsque le glucose est considéré comme donneur d'électrons.

Tableau IV.7: Valeurs des variables ayant servi de base pour les calculs des fractions f_s^0 et f_e^0 puis le coefficient de rendement cellulaire Y_m^m lorsque le glucose est considéré comme donneur d'électrons

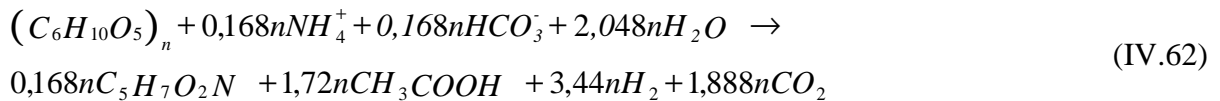
Substrat	$\Delta G_a^{0'}$	$\Delta G_d^{0'}$	ΔG_p	ΔG_r	ΔG_{pc}	n	ε	A	f_s^0	f_e^0	Y_m^m
Acétate	33,56	40,94	-5,85	-7,38	18,8	-1	0,6	6,28	0,14	0,86	0,168

Avec $\Delta G_a^{0'}$, $\Delta G_d^{0'}$, ΔG_p , ΔG_r et ΔG_{pc} exprimés en kJ/électron-équivalent, Y_m^m en mole/mole, puis f_s^0 et f_e^0 en électron-équivalent/électron-équivalent.

Le taux de rendement cellulaire (en mole/mole) pour ce cas de glucose comme donneur d'électrons, a été trouvé après avoir introduit les valeurs de f_s^0 et f_e^0 , les demi-Équations (IV.42, IV.56 et IV.60) dans l'Équation (IV.16), ce qui a produit l'Équation (IV.61) ci-dessous:



Partant de cette équation de glucose comme monomère d'hydrolyse de la cellulose, il est sous entendu que la stoechiométrie de la cellulose jusqu'au stade acétate se présente comme suit:



De cette Équation (IV.62) de la cellulose, il ressort qu'une mole de $(C_6H_{10}O_5)_n$ donne 1,72n moles de CH_3COOH , ce qui permet d'observer un taux de conversion de la cellulose en acétate (0,64 g/g) très proche de celui trouvé par Qu *et al.* (2009) (0,66 g/g). De la même Équation (IV.62), il se remarque que le taux de rendement cellulaire (en mole de biomasse produite par mole de substrat consommé) équivaut à $Y_m^m = 0,168$. Et, lorsqu'il est exprimé en g_DCO/g_DCO , le taux de rendement cellulaire correspond à $Y_{g_DCO}^{g_DCO} = 0,14$

B. Pendant la phase de fermentation méthanique

L'approche basée sur la théorie d'un électron-équivalent a été utilisée. Et, du fait que les deux donneurs d'électrons (acétate et hydrogène) sont des intermédiaires de la digestion, ils ne changent pas suivant la nature de la pollution (c.à.d. le substrat) qui entre dans les fosses septiques. Ils sont donc consommés par les biomasses méthanogènes suivant les mêmes équations (IV.52 et IV.53).

Ainsi, lorsque la cellulose (provenant essentiellement des papiers toilette) est introduite dans les fosses septiques, les biomasses de ces dispositifs la dégradent suivant le modèle stoechiométrique traduit par les équations globales (IV.62, IV.52 et IV.53).

IV.2.3.3 Synthèse des stœchiométries des substrats constitutifs des flux entrants dans les fosses septiques

Cette synthèse présente les stœchiométries des substrats entrant dans les fosses septiques via:

- (i) leurs demi-équations en tant que donneurs d'électrons (Tableau IV.8);
- (ii) les demi-équations d'accepteurs d'électrons (Tableau IV.9);
- (iii) la demi-équation de synthèse cellulaire exploitée (Tableau IV.10);
- (iv) leurs paramètres stœchiométriques (Tableau IV.11);
- (v) leurs équations stœchiométriques globales (Tableau IV.12).

Tableau IV.8_a: Les demi-équations des donneurs d'électrons (pendant la fermentation acide)

Donneur d'électrons	Demi-équation de donneur d'électrons ($-R_d$)
Glucose, monomère de cellulose	$\frac{1}{24}C_6H_{12}O_6 + \frac{1}{4}H_2O \rightarrow \frac{1}{4}CO_2 + H^+ + e^-$
Protéines, simulés par l'alanine	$\frac{1}{12}C_3H_7NO_2 + \frac{1}{3}H_2O \rightarrow \frac{1}{4}CO_2 + \frac{1}{12}NH_3 + H^+ + e^-$
Lipides, simulés par le tripalmitate de glycérol	$-R_{d(\text{glycérol, palmitique})}: \frac{3}{290}CH_3(CH_2)_{14}COOH + \frac{1}{290}C_3H_8O_3 + \frac{93}{290}H_2O \rightarrow$ $\frac{51}{290}CO_2 + H^+ + e^-$
Savons de douche, simulés par le palmitate	$\frac{1}{92}CH_3(CH_2)_{14}COO^- + \frac{31}{92}H_2O \rightarrow \frac{15}{92}CO_2 + \frac{1}{92}HCO_3^- + H^+ + e^-$
Détergents pour lavage du linge (fait à base de monopalmitate d'hexaglycérol	$\frac{1}{176}CH_3(CH_2)_{14}COOH + \frac{6}{176}C_3H_8O_3 + \frac{3}{11}H_2O \rightarrow \frac{17}{88}CO_2 + H^+ + e^-$
Créatinine, un composé des urines	$\frac{1}{12}C_4H_7ON_3 + \frac{7}{12}H_2O \rightarrow \frac{1}{3}CO_2 + \frac{1}{4}NH_3 + H^+ + e^-$
Histidine, représentant des ac.aminés urinaires	$\frac{1}{20}C_6H_9O_2N_3 + \frac{1}{2}H_2O \rightarrow \frac{6}{20}CO_2 + \frac{3}{20}NH_3 + H^+ + e^-$

Tableau IV.8_b: Les demi-équations des donneurs d'électrons (pendant la fermentation méthanique)

Donneur d'électrons	Demi-équation de donneur d'électrons ($-R_d$)
Acétate	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}H_2O \rightarrow \frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3^- + H^+ + e^-$
Hydrogène	$\frac{1}{2}H_2 \rightarrow H^+ + e^-$

Tableau IV.9_a: Les demi-équations d'accepteurs d'électrons (pendant la fermentation méthanique)

Donneur d'électrons	Demi-équation d'accepteurs d'électrons (R_a)
Acétate	$\frac{1}{8}CO_2 + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{8}CH_4 + \frac{1}{4}H_2O$
Hydrogène	$\frac{1}{8}CO_2 + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{8}CH_4 + \frac{1}{4}H_2O$

Tableau IV.9_b: Les demi-équations d'accepteurs d'électrons (pendant la fermentation acide)

Donneur d'électrons	Demi-équation d'accepteurs d'électrons (R_a)
Glucose, monomère de Cellulose	$\frac{16}{96}CO_2 + H^+ + e^- \rightarrow \frac{16}{192}CH_3COOH + \frac{8}{48}H_2 + \frac{16}{96}H_2O$
Protéines, simulés par l'alanine	$\frac{8}{192}CO_2 + \frac{8}{192}HCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{8}{192}CH_3COO^- + \frac{16}{48}H_2 + \frac{24}{192}H_2O$
Lipides, simulés par le glycérol palmitique	$\frac{5}{58}CO_2 + \frac{5}{58}HCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{5}{58}CH_3COO^- + \frac{9}{58}H_2 + \frac{15}{58}H_2O$
Savons de douche, simulés par le palmitate	$\frac{2}{23}CO_2 + \frac{2}{23}HCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{2}{23}CH_3COO^- + \frac{7}{46}H_2 + \frac{6}{23}H_2O$
Détergents pour eaux de lessive	$\frac{7}{88}CO_2 + \frac{7}{88}HCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{7}{88}CH_3COO^- + \frac{2}{11}H_2 + \frac{21}{88}H_2O$
Créatinine, un composé des urines	$\frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}H_2O$
Histidine, représentant des ac.aminés urinaires	$\frac{1}{9}CO_2 + \frac{1}{9}HCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{9}CH_3COO^- + \frac{1}{18}H_2 + \frac{1}{3}H_2O$

Pour rappel, l'azote ammoniacal a été considéré comme source d'azote dans l'élaboration des stoechiométries, raison pour laquelle la demi-équation de synthèse cellulaire (R_c) est la même pour tout type de substrat et pendant n'importe quelle phase de fermentation.

Tableau IV.10: Demi-équation de synthèse cellulaire (R_c)

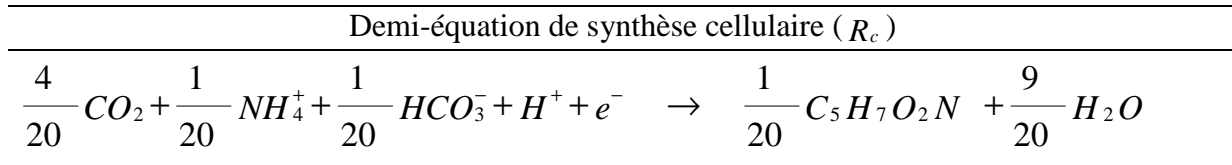


Tableau IV.11_a: Paramètres stœchiométriques (f_s^0 , f_e^0 et taux de conversion: Y_m^m ou $Y_{g_DCO}^{g_DCO}$) pendant la fermentation acide dans les fosses septiques

Donneur d'électron	f_s^0 (é-éqX/é-éqS)	f_e^0 (é-éqX/é-éqS)	Y_m^m	$Y_{g_DCO}^{g_DCO}$
Glucose	0,14	0,86	0,168	0,14
Protéines	0,04	0,96	0,024	0,040
Lipides	0,04	0,96	0,58	0,040
Savons de douche	0,05	0,95	0,23	0,050
Détergents pour lessive	0,02	0,98	0,176	0,020
Créatinine	0,17	0,83	0,102	0,170
Histidine	0,103	0,897	0,103	0,103

Avec les unités "é-éqX/é-éqS" désignant électron-équivalent de biomasse par électron-équivalent de substrat.

Tableau IV.11_b: Paramètres stœchiométriques (f_s^0 , f_e^0 et taux de conversion: Y_m^m ou $Y_{g_DCO}^{g_DCO}$) pendant la fermentation méthanique dans les fosses septiques

Donneur d'électron	f_s^0 (é-éqX/é-éqS)	f_e^0 (é-éqX/é-éqS)	Y_m^m	$Y_{g_DCO}^{g_DCO}$
Acétate	0,05	0,95	0,02	0,05
H ₂	0,06	0,94	0,006	0,06

Tableau IV.12_a: Les équations stœchiométriques globales pendant la fermentation acide

Donneur d'électrons	Les équations stœchiométriques globales
Glucose, monomère de Cellulose	$C_6H_{12}O_6 + 0,168NH_4^+ + 0,168HCO_3^- + 1,048H_2O \rightarrow$ $0,168C_5H_7O_2N + 1,72CH_3COOH + 3,44H_2 + 1,888CO_2$
Protéines, simulés par l'alanine	$C_3H_7NO_2 + 0,024NH_4^+ + 0,504HCO_3^- + 2,344H_2O \rightarrow$ $0,024C_5H_7O_2N + 0,48CH_3COO^- + 3,84H_2 + 2,424CO_2 + 1NH_3$
Lipides, simulés par le glycérol palmitique	$3CH_3(CH_2)_{14}COOH + C_3H_8O_3 + 0,58NH_4^+ + 24,58HCO_3^- + 15,78H_2O \rightarrow$ $0,58C_5H_7O_2N + 24CH_3COO^- + 43,2H_2 + 24,68CO_2$
Savons de douche, simulés par le palmitate	$CH_3(CH_2)_{14}COO^- + 0,23NH_4^+ + 6,83HCO_3^- + 6,13H_2O \rightarrow$ $0,23C_5H_7O_2N + 7,6CH_3COO^- + 13,3H_2 + 6,48CO_2$
Détergents pour lave linge (fait à base de monopalmitate d'hexaglycérol)	$CH_3(CH_2)_{14}COOH + 6C_3H_8O_3 + 0,176NH_4^+ + 13,896HCO_3^- + 5,256H_2O \rightarrow$ $0,176C_5H_7O_2N + 13,72CH_3COO^- + 31,36H_2 + 19,576CO_2$
Créatinine, un composé des urines	$C_4H_7ON_3 + 0,102NH_4^+ + 1,347HCO_3^- + 2,347H_2O \rightarrow$ $0,102C_5H_7O_2N + 1,245CH_3COO^- + 2,347CO_2 + 3NH_3$
Histidine, représentant des ac.aminés urinaires	$C_6H_9O_2N_3 + \frac{103}{1000}NH_4^+ + \frac{18867}{9000}HCO_3^- + \frac{9279}{3000}H_2O \rightarrow$ $\frac{103}{1000}C_5H_7O_2N + \frac{897}{450}CH_3COO^- + \frac{897}{900}H_2 + \frac{4044}{1125}CO_2 + 3NH_3$

Tableau IV.12_b: Les équations stœchiométriques globales pendant la fermentation méthanique

Donneur d'électrons	Les équations stœchiométriques globales
Acétate	$CH_3COO^- + \frac{2Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}}{5}NH_4^+ + \frac{5-8Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}}{5}H_2O \rightarrow \frac{2Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}}{5}C_5H_7O_2N +$ $(1-Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO})CH_4 + \frac{5-2Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}}{5}HCO_3^- - \frac{3Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}}{5}CO_2$
Hydrogène	$H_2 + \frac{Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}}{10}NH_4^+ + \frac{5+3Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}}{20}CO_2 + \frac{Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}}{10}HCO_3^- \rightarrow \frac{Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}}{10}C_5H_7O_2N +$ $(1-Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO})\frac{1}{4}CH_4 + \frac{5+4Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}}{10}H_2O$

Bref, lorsque les différents substrats qui contiennent les flux entrants dans les fosses septiques sont dégradés par les biomasses mixtes (acétogènes et méthanogènes), le modèle stœchiométrique de fonctionnement de ces dispositifs est traduit par les équations globales reprises dans les Tableaux IV.12_a et IV.12_b.

IV.2.3.4 Détermination d'une formule du substrat combiné

L'élaboration d'une formule de substrat combiné synthétisant les flux entrants dans les fosses septiques est de grande importance lorsqu'on veut rendre simple le modèle stœchiométrique de fonctionnement de ces dispositifs. Cela signifie que la connaissance de cette formule de substrat combiné permet de réduire la taille du modèle qui serait quasiment inutilisable si on conservait l'ensemble des variables d'état (composés) initiales. Ce modèle réduit permettra donc de savoir ce qui se passe dans de tels ouvrages en ne quantifiant qu'un ou deux variables d'état (par exemple les AGV ou le biogaz ou encore la DCO à l'entrée et à la sortie des FS). La connaissance de cette formule du substrat combiné permettra également d'investiguer la cinétique de dégradation des flux entrants dans des fosses septiques de manière simple, rapide et fiable.

En effet, afin de pouvoir élaborer cette formule de substrat combiné, il a été choisi de tenir compte des pourcentages massiques des principaux composés des flux entrants dans une F.S pour un équivalent habitant par jour (c.à.d. calculés à partir des quantités totales de ces mêmes composés), (notion vue au Tableau II.6 du Chapitre II) et leurs stœchiométries (correspondant à la phase de la fermentation acide). Et, quoique l'azote réduit n'a pas de réponse au test DCO, l'azote total représenté par une molécule d'urée a aussi été considéré afin d'éviter d'avoir un biais dans la formule du substrat combiné surtout par rapport à cet élément.

Par conséquent, la connaissance des pourcentages massiques, poids moléculaires (PM), nombre d'électrons équivalent par mole de « composé i » (é-éq/mole) ainsi que le nombre d'électrons correspondant au pourcentage massique énoncé pour chaque « composé i » (é-éq/%), a permis de trouver la fraction normalisée du même « composé i » (Tableau IV.13). La fraction normalisée de l'urée a été calculée de manière à attribuer par convention une mole d'atome d'azote dans le substrat combiné. Or, de toutes les molécules des principaux composés des flux entrants dans une F.S, seules les protéines, la créatinine et l'histidine contiennent l'azote. Ainsi, la fraction normalisée de l'urée a été calculée comme suit:

$$fr_{urée} = \frac{\left\{ 1 - \left[(1fr_{protéines}) + (3fr_{créatinine}) + (3fr_{histidine}) \right] \right\}}{2} \quad (IV.63)$$

Avec $fr_{protéines}$, $fr_{créatinine}$ et $fr_{histidine}$ désignent respectivement les fractions normalisées des protéines, de la créatinine et d'histidine et les coefficients y afférents représentent le nombre d'atomes d'azote dans la molécule.

Tableau IV.13: Fractions normalisées par rapport à chaque « composé i » intervenant dans le substrat combiné

Substrat	Pourcentage massique	PM (g/mole)	é-éq/mole	é-éq/g	é-éq/%	Fraction normalisée	Fraction normalisée corrigée
Glucides	43,30	180	24	24/180	5,773	0,338	0,237
Protéines	14,94	89	12	12/89	2,014	0,118	0,083
Lipides	10,12	806	290	290/806	3,641	0,213	0,149
Détergents	14,65	700	176	176/700	3,683	0,216	0,151
Savons	4,98	255	92	92/255	1,797	0,105	0,074
Créatinine	1,08	113	12	12/113	0,115	0,007	0,005
Histidine	0,37	155	20	20/155	0,048	0,003	0,002
Urée	10,57	60				0,427	0,299
Total	100				17,071473	1,427	1,00

Avec "é-éq/g" désignant le nombre d'électrons correspondant à 1g de chaque "composé i"

Il convient par ailleurs de préciser que ce Tableau IV.13 a été complété en procédant de la manière suivante:

- ✓ Le pourcentage massique du « composé i » est défini à partir des données du Tableau II.6 du Chapitre II;
- ✓ Le nombre d'électrons équivalent par mole de « composé i » (é-éq/mole) est fourni dans la demi-équation dudit « composé i » (Tableau IV.8_a);
- ✓ Le nombre d'électrons équivalent par pourcentage massique correspondant au « composé i » $\left(\left(\frac{é-éq}{\%} \right) \right)$ est égal au nombre d'électrons équivalent par gramme du même « composé i » fois le pourcentage massique du même « composé i »;
- ✓ La fraction normalisée du « composé i » (fr_i) a été calculée à l'aide de la formule:

$$fr_i = \frac{\left(\frac{é-éq}{\%}\right)_i}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{é-éq}{\%}\right)_i} ;$$

✓ La fraction normalisée corrigée du « composé i » (fr_i corrigé) a été calculée en

$$\text{exploitant cette relation: } (fr_i \text{ corrigé}) = \frac{fr_i \times 1}{\sum_{i=1}^n fr_i} .$$

Il ressort de la formule de calcul de la fraction normalisée que celle-ci est un nombre sans dimension. Dès que les fractions normalisées corrigées ont été déterminées, elles ont alors été appliquées aux différents principaux composés ayant été choisis pour représenter les flux entrants dans des F.S en vue d'obtenir le nombre d'atomes de chaque élément constitutif du substrat combiné:

- ❖ Glucides: $0,237C_6H_{12}O_6$
- ❖ Protéines: $0,083C_3H_7NO_2$
- ❖ Lipides: $0,149\{3CH_3(CH_2)_{14}COOH + C_3H_8O_3\}$
- ❖ Détergents: $0,151\{CH_3(CH_2)_{14}COOH + 6C_3H_8O_3\}$
- ❖ Savons: $0,074CH_3(CH_2)_{14}COO^-$
- ❖ Créatinine: $0,005C_4H_7ON_3$
- ❖ Histidine: $0,002C_6H_9O_2N_3$
- ❖ Urée: $0,299CO(NH_2)_2$

Les nombres de moles d'atomes de carbone, hydrogène, oxygène et azote qui doivent intervenir dans le substrat combiné ont été calculés et sont alors tels que :

$$C = (0,237 * 6) + (0,083 * 3) + (0,149 * 51) + (0,151 * 34) + (0,074 * 16) + (0,005 * 4) + (0,002 * 6) + (0,299 * 1) = 15,92$$

$$O = (0,237 * 6) + (0,083 * 2) + (0,149 * 9) + (0,151 * 20) + (0,074 * 2) + (0,005 * 1) + (0,002 * 2) + (0,299 * 1) = 6,41$$

$$H = (0,237 * 12) + (0,083 * 7) + (0,149 * 104) + (0,151 * 80) + (0,074 * 31) + (0,005 * 7) + (0,002 * 9) + (0,299 * 4) = 34,54$$

$$N = (0,083 * 1) + (0,005 * 3) + (0,002 * 3) + (0,299 * 2) = 0,7$$

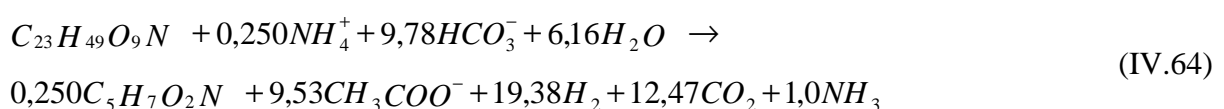
Ainsi, le substrat combiné répond à la formule: $\underline{C_{15,92} H_{34,54} O_{6,41} N_{0,7}}$. Finalement, en divisant les indices par un facteur 0,7 afin de normaliser le substrat combiné par rapport à l'azote, la formule du substrat combiné : $\underline{C_{23} H_{49} O_9 N}$ a été obtenue. Son poids molaire est de 483 g et sa DCO par mole est de 960 g_{DCO}/mole, ce qui fait que son $i_{DCO} = 1,987$ g DCO/ g de substrat combiné. Au regard des formules des substrats combinés utilisées dans la littérature (Tableau IV.14), il se remarque que celle trouvée dans la présente étude (cas des flux entrants dans les fosses septiques) se rapproche de celle utilisée par Sötemann *et al.* (2005) dans leur modèle de digestion anaérobie des boues primaires des stations d'épuration, notamment du point de vue rapport C/N. Par ailleurs, les mesures de composition des boues primaires des stations d'épuration, réalisées en Afrique du sud ont permis de mettre en évidence que leur composition varie entre $\underline{C_{3,38} H_7 O_{1,91} N_{0,21}}$ et $\underline{C_{3,91} H_7 O_{2,04} N_{0,16}}$ (Sötemann *et al.*, 2005). En normalisant alors ces deux formules par rapport à l'azote, elles reviendraient respectivement à $\underline{C_{16} H_{33} O_9 N}$ et $\underline{C_{24} H_{44} O_{13} N}$. Par rapport au rapport C/N, il est clair que cette dernière se rapproche davantage à la formule du « substrat combiné » trouvée pour le cas de la présente étude. Et, par rapport à la DCO théorique(exprimée en gDCO/g du substrat combiné), la formule du « substrat combiné » de la présente étude se rapproche de celle publiée par Rittman et McCarty (2001) (Tableau IV.14). Toutefois, les autres formules molaires des « substrats combinés » données dans la littérature (Tableau IV.14) s'écartent de celle proposée par cette étude. Cette différence peut sembler être logique surtout pour les cas des formules des substrats combinés se rapportant aux flux entrants dans les station d'épuration, compte tenu de l'effet de dilution.

Tableau IV.14: Tableau récapitulatif des formules des substrats combiné utilisées dans la littérature

Référence	Henze <i>et al.</i> (2008)	Rittman et McCarty (2001)	Harerimana (2011)	Sötemann <i>et al.</i> (2005)	Effebe (2008)	Cette thèse
Formule de substrat combiné	$C_{18}H_{19}O_9N$	$C_{10}H_{19}O_3N$	$C_8H_{16}O_6N$	$C_{3,5}H_7O_2N_{0,196}$ soit $C_{18}H_{36}O_{10}N$ (utilisée dans leur modèle)	$C_5H_{10}O_2N$	$C_{23}H_{49}O_9N$
DCO théorique de ces formules (en gDCO/g du substrat combiné)	1,42	1,99	1,19	1,6	1,59	1,987
Rapport C/N dans ces formules (exprimé en g/g)	15,43	8,57	6,86	15,43	4,29	19,71

IV.2.3.5 Stœchiométrie du substrat combiné

Maintenant que la biomole de substrat combiné est définie, un modèle stœchiométrique simplifié de fonctionnement des fosses septiques permettant leur contrôle rapide et fiable, peut désormais être établi. Lorsque la biomole de substrat combiné se dégrade jusqu'au stade acétate, son modèle stœchiométrique, traduit par l'Equation (IV.64) est obtenu en appliquant les fractions normalisées (Tableau IV.13) aux équations globales des principaux composés des flux entrant dans des FS (Equations du Tableau IV.12_a). Rappelons que ce sont ces Equations du Tableau IV.12_a qui ont servi de base à l'élaboration de la formule de la biomole de substrat combiné. Il est signalé qu'après avoir appliqué les fractions normalisées à ces équations, la molécule de correction d'azote (qui est l'urée) a également été ajoutée et il a été considéré que lorsque cette molécule est dégradée, elle se retrouve sous forme de NH_4^+ . En fait la dégradation de la « biomole de substrat complexe » libérera suffisamment d'azote pour la production de biomasse en conditions anaérobies.



Une approche théorique basée sur le bilan DCO a permis de valider les coefficients stoechiométriques de ce modèle. En effet, il est rappelé que dans les conditions anaérobies, la variation en DCO est toujours nulle car il n'y a pas de consommation d'oxygène.

Voici donc pour cette Equation (IV.64), les contributions DCO des molécules à réponse positive au test DCO:

$$\text{DCO (1 } C_{23}H_{49}O_9N) = 1 * 483 * 1,987 = 960$$

$$\text{DCO (0,250 } C_5H_7O_2N) = 0,250 * 113 * 1,42 = 40,1$$

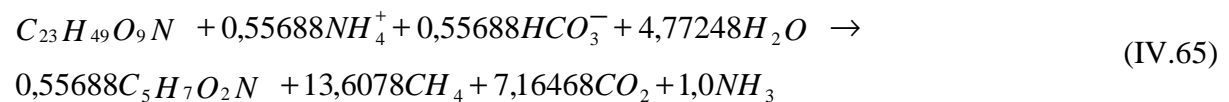
$$\text{DCO (9,53 } CH_3COO^-) = 9,53 * 60 * 1,07 = 611,8$$

$$\text{DCO (19,38 } H_2) = 19,38 * 2 * 8 = 310$$

Le bilan DCO de cette équation est $\Delta\text{DCO} = 960 \text{ g} \sim 961,9 \text{ g}$

Vu que ce bilan DCO relatif à ce modèle stoechiométrique de cette biomole de substrat combiné lorsqu'il se dégrade jusqu'au stade acétate est équilibré à 0,2% d'erreur près, il permet de valider ces coefficients stoechiométriques. D'où, le taux de conversion de la présente biomole de substrat combiné en biomasse pendant cette phase de fermentation acide est obtenu en exploitant les Equations (IV.44 et IV.48) de ce même chapitre IV. Ainsi, le taux de conversion $Y_m^m = 0,250$ ou $Y_{g_DCO}^{g_DCO} = 0,042$ a été trouvé.

En outre, en tenant compte des stoechiométries d'acétate et d' H_2 (pendant la méthanogénèse), (Equations du Tableau IV.12_b), prenant également comme hypothèse que le substrat pourrait être dégradé totalement par un seul groupe de bactéries, la dégradation d'une biomole de substrat combiné jusqu'au stade final serait décrite par:



Les contributions DCO des molécules à réponse positive au test DCO pour cette Equation (IV.65) se présentent comme suit :

$$\text{DCO (1 } C_{23}H_{49}O_9N) = 1 * 483 * 1,987 = 960$$

$$\text{DCO (0,55688 } C_5H_7O_2N) = 0,55688 * 113 * 1,42 = 89,35$$

$$\text{DCO (13,6078 } CH_4) = 13,6078 * 16 * 4 = 870,89$$

Le bilan DCO de cette équation est $\Delta\text{DCO} = 960 \text{ g} \sim 960,24 \text{ g}$

Du constat de ce bilan DCO équilibré à 0,02% d'erreur près, lorsque la biomole du substrat combiné se dégrade complètement jusqu'au stade biogaz, ces coefficients stoechiométriques sont ainsi validés et finalement ce modèle théorique montre trois choses importantes:

- ✓ le taux de conversion de la biomole de substrat en biomasse lorsque le substrat combiné se dégrade complètement en biogaz est de : $Y_m^m = 0,56$ ou $Y_{g_DCO}^g = 0,094$.
Rappelons que les Equations (IV.44 et IV.48) ont été exploitées pour un tel calcul;
- ✓ la composition en biogaz théorique est de 65,5 % pour CH₄ contre 34,5 % pour CO₂;
- ✓ La forme d'azote se retrouvant dans le deuxième membre de l'équation (NH₃), exprime que les biomasses des fosses septiques ne favorisent pas les processus de nitrification et de dénitrification.

IV.2.4 Conclusion

Ce chapitre s'est intéressé au développement d'un modèle stoechiométrique de fonctionnement anaérobie des fosses septiques. Il a d'abord été vérifié que le métabolisme est bien anaérobie même si des eaux usées éventuellement saturées en O₂ entrent quotidiennement dans ce type de dispositif. En outre, sur base de ce métabolisme anaérobie, un système d'équations qui fournit la stoechiométrie de fonctionnement des fosses septiques a été construit. Une approche théorique basée sur le bilan DCO a permis de valider les coefficients stoechiométriques du modèle. Compte tenu de l'implication de beaucoup de composés dans les flux entrants dans les fosses septiques, une formule d'une « biomole de substrat combiné » a été élaborée (C₂₃ H₄₉ O₉ N) en vue de simplifier la modélisation mathématique ultérieure de ces systèmes en réduisant le nombre de processus, de variables d'état, d'équations cinétiques associées et des paramètres qui en découlent. Ainsi, un modèle stoechiométrique de dégradation de ce substrat combiné jusqu'au stade acétate puis la méthanogénèse consécutive, a été développé.

Bibliographie

- APHA, AWWA and WEF (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (20th Ed.)*. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, Washington, 1220 p.
- Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavilin V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. IWA-Publishing, London, 77 p.
- Chailloux-Lemarie N. (2004). *Synthèse et propriétés amphiphiles des carboxylates de sodium des monoesters d'acides α,ω -dicarboxyliques*. Ph.D. Thesis, Chimie organique et macromoléculaire, Université des sciences et technologies de Lille, 224p.
- Desvaux M. (2005). Clostridium cellulolyticum: model organism of mesophilic cellulolytic clostridia. *FEMS Microbiol Rev.* **29**(4), 741-6.
- Effebe K. R. (2008). *Lagunage anaérobie: Modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 165 p.
- Ezeagu I. E., Petzke J. K. and Metges C. C. (2002). Seed protein contents and nitrogen-to-protein conversion factors for some uncultivated tropical plant seeds. *Food Chem.* **78**(1), 105-9.
- Garrett R. and Grisham C. (2000). *Biochimie*. De Boeck Université, Paris.
- Hall N. G. and Schönfeldt H. C. (2013). Total nitrogen vs.amino-acid profile as indicator of protein content of beef. *Food Chem.* **140**(3), 608-12.
- Harerimana C. (2011). *Modélisation de l'activité des bactéries du soufre en lagunage*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 218 p.
- Henze M., Van Loosdrecht M. C. M., Ekama G. A. and Brdjanovic D. (2008). *Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design*. IWA publishing, London, 455 p.
- Jacquet N., Vanderghem C., Blecker C., Malumba P., Delvigne F. and Paquot M. (2012). Improvement of the cellulose hydrolysis yields and hydrolysate concentration by management of enzymes and substrate input. *Cerevisia* **37**(3), 82-7.
- Lechien V. (2009). *Etude des propriétés physicochimiques de celluloses fossiles non-biodégradables*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Université de Liège, 132 p.
- Maunoir S., Philip H. and Rambaud A. (1990). Stimulation of psychrophilic methanation with a septic tank biological activator. *Water Res.* **24**(2), 195 - 205.
- Moletta R. (2008). *La méthanisation*. Lavoisier, Paris, pp.532.
- Morales-delaRosa S., Campos-Martin J. M. and Fierro J. L. G. (2012). High glucose yields from the hydrolysis of cellulose dissolved in ionic liquids. *Chem. Eng. J.* **181-182**(0), 538-41.
- Noiret N., Benvegna T. and Plusquellec D. (2002). Surfactants from renewable resources. *Actualité chimique* **11**(12), 70-9.

- Ogeda T. L., Silva I. B., Fidale L. C., El Seoud O. A. and Petri D. F. S. (2012). Effect of cellulose physical characteristics, especially the water sorption value, on the efficiency of its hydrolysis catalyzed by free or immobilized cellulase. *Journal of Biotechnology* **157**(1), 246-52.
- Oh S. T. and Martin A. D. (2010). Long chain fatty acids degradation in anaerobic digester: Thermodynamic equilibrium consideration. *Process Biochemistry* **45**(3), 335-45.
- Palatsi J., Illa J., Prenafeta-Boldú F. X., Laurení M., Fernandez B., Angelidaki I. and Flotats X. (2010). Long-chain fatty acids inhibition and adaptation process in anaerobic thermophilic digestion: Batch tests, microbial community structure and mathematical modelling. *Bioresour. Technol.* **101**(7), 2243-51.
- Qu X., Vavilin V. A., Mazéas L., Lemunier M., Duquennoi C., He P. and Bouchez T. (2009). Anaerobic biodegradation of cellulosic material: Batch experiments and modelling based on isotopic data and focusing on acetoclastic and non-acetoclastic methanogenesis. *Waste Manage.* **29**(6), 1828-37.
- Ramsay I. R. (1997). *Modelling and control of high-rate anaerobic wastewater treatment systems*. Ph.D. Thesis, School of Engineering, University of Queensland (Brisbane).
- Rittman B. E. and McCarty P. L. (2001). *Environmental Biotechnology. Principles and applications*. McGraw-Hill International Editions, New York, 755 p.
- Rondel C. (2009). *Synthèse et propriétés de mélanges de nouvelles molécules polyfonctionnelles lipopeptidiques tensioactives*. Ph.D. Thesis, Sciences des Agrossources, Université de Toulouse, 248 p.
- Schwarz W. H. (2001). Cellulosome and cellulose degradation by anaerobic bacteria. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* **56**, 634-49.
- Shin C., Lee E., McCarty P. L. and Bae J. (2011). Effects of influent DO/COD ratio on the performance of an anaerobic fluidized bed reactor fed low-strength synthetic wastewater. *Bioresour. Technol.* **102**(21), 9860-5.
- Smith M. R., Penner M. H., Bennet S. E. and Bakalinsky A. T. (2011). Quantitative colorimetric assay for total protein applied to the red wine Pinot Noir. *J. Agric. Food Chem.* **59**(13), 6871-6.
- Sötemann S. W., Van Rensburg P., Ristow N. E., Wentzel M. C., Loewenthal R. E. and Ekama G. A. (2005). Integrated chemical/physical and biological processes modelling part 2 - anaerobic digestion of sewage sludges. *Water SA* **31**(4), 545-68.
- Thauer R. K., Jungermann K. and Decker K. (1977). Energy conservation in chemotrophic anaerobic bacteria. *Bacteriological reviews* **41**(1), 100-80.
- Touzel J. P. and Albagnac G. (1983). Isolation and characterization of Methanococcus mazei strain MC3. *FEMS Microbiology Letters* **16**(2-3), 241-5.
- Walker M., Zhang Y., Heaven S. and Banks C. (2009). Potential errors in the quantitative evaluation of biogas production in anaerobic digestion processes. *Bioresour. Technol.* **100**(24), 6339-46.
- Wang H., Zhang C., He H. and Wang L. (2012). Glucose production from hydrolysis of cellulose over a novel silica catalyst under hydrothermal conditions. *J. Environ. Sci.* **24**(3), 473-8.

Chapitre V

DEVELOPPEMENT D'UNE NOUVELLE METHODE DE TITRAGE POUR LA DETERMINATION DES ACIDES GRAS VOLATILS PRODUITS DANS LES DIGESTEURS ANAEROBIES

Résumé

Un des facteurs clés de succès de gestion optimale des réacteurs de digestion anaérobie (par exemple les digesteurs classiques, les lagunes anaérobies, etc.), est de pouvoir contrôler les acides gras volatils (AGV) qui y sont produits. Cela se justifie dans la mesure où, à une certaine concentration, les AGV peuvent inhiber le processus de méthanisation. En d'autres termes, leur concentration constitue un bon indicateur de la stabilité ou de stress du réacteur. Plusieurs méthodes de dosage de ces AGV peuvent être utilisées [chromatographie en phase liquide à haute performance (HPLC), chromatographie en phase gazeuse (GC), colorimétrie et titrage]. La technique de titrage offre divers avantages: elle est la plus simple, moins coûteuse, rapide, accessible à tous les pays, y compris les pays en voie de développement où le matériel de laboratoire fait généralement défaut. La méthode de titrage peut donc s'avérer un outil fort utile si on peut améliorer sa reproductibilité, sa précision et son interprétation. La présente étude s'est intéressée au développement, à la vérification et à la validation d'une nouvelle méthode de détermination des AGV par titrage, précise et suffisamment proche des méthodes chromatographiques (HPLC ou GC), jugées jusqu'à nos jours idéales. Dans le but d'atteindre cet objectif, notre étude a développé un algorithme mathématique incluant des variables importantes relatives aux réacteurs anaérobies (espèces chimiques, pH, température, coefficients d'activité des ions). Cet algorithme mathématique permet donc de calculer la concentration en AGV totaux sur base du titrage réalisé. Bref, un protocole analytique de cette nouvelle méthode a été défini. Celle-ci pourrait donc aider les gestionnaires des digesteurs anaérobies ne possédant pas des équipements comme le HPLC ou GC, de pouvoir contrôler efficacement les AGV produits.

Mots clés: Digestion anaérobie, Méthanisation, Acides gras volatils, Titrage

V.1. Introduction

La digestion anaérobie est actuellement connue comme une technique fiable pour traiter les eaux usées chargées ou les déchets solides fermentescibles (Moletta, 2008). Toutefois, divers composés connus sous le nom d'acides gras volatils (AGV) sont produits en tant que substrats intermédiaires lorsqu'une matière organique est dégradée dans ces conditions anaérobies. Par ailleurs, ces AGV peuvent, à une concentration supérieure à 3000 mg/l inhiber le processus de méthanisation (Moletta, 1989; Vedrenne, 2007; Moletta, 2008). En d'autres termes, une surcharge ou une présence des substances inhibitrices dans un réacteur anaérobie réduit l'activité des biomasses méthanogènes et provoque une accumulation des acides gras volatils qui à leur tour augmentent l'acidité dans le réacteur en réduisant le pH (Lahav *et al.*, 2002). Il convient donc de faire de temps en temps un contrôle de comportement dynamique de ces AGV afin de pouvoir agir sur le réacteur pour maintenir son activité à une valeur optimale. Cela trouve justification en ce sens que la concentration en AGV constitue un bon indicateur d'évaluation de la stabilité ou de stress du réacteur anaérobie (Moletta, 2008). Le terme AGV est utilisé pour désigner de façon globale l'ensemble des acides organiques dont les chaînes carbonées comptent jusqu'à 15 ou 16 atomes de carbone mais est utilisé de manière particulière en digestion anaérobie pour ne désigner que ceux de moins de six atomes de carbone (Moletta, 1989). En d'autres termes, les plus couramment rencontrés dans les digesteurs classiques sont l'acide acétique (qui n'est pourtant pas compté comme un AGV dans le domaine de la chimie classique), l'acide propionique, l'acide butyrique, l'acide isobutyrique, l'acide valérique et l'acide isovalérique (Moletta, 2008). Ils sont produits par des bactéries fermentaires pendant la phase de fermentation acide, lorsqu'une matière organique se dégrade suivant le métabolisme anaérobie. La revue de la littérature montre que plusieurs techniques ont été développées et utilisées pour doser ces AGV. On peut citer notamment, la méthode colorimétrique (Montgomery *et al.*, 1962), les méthodes chromatographiques (HPLC, GC), (Buchauer, 1998; Hey *et al.*, 2013; Ibrahim *et al.*, 2014) et les méthodes titrimétriques (Anderson & Yang, 1992; Moosbrugger *et al.*, 1993; Buchauer, 1998; Lahav & Loewenthal, 2000; Lahav *et al.*, 2002; Lahav & Morgan, 2004; Hey *et al.*, 2013). Quoique les méthodes chromatographiques soient les plus fiables, elles ne sont pas d'accès facile, du fait qu'elles exigent des équipements spécialisés et coûteux. La méthode colorimétrique est simple mais est moins précise (Scheer, 1995; Buchauer, 1998). La technique de titrage par contre, offre les avantages d'être simple, moins coûteuse, rapide, fiable et accessible à tous les pays, y compris ceux en développement où le matériel de laboratoire fait généralement défaut.

Cependant, parmi les modèles développés par les différents auteurs ayant travaillé sur cette méthode, très peu ont intégré les cas où la concentration en AGV totaux est très élevée (par exemple comprise entre 4g/l et 10 g/l). Pourtant, de telles concentrations sont rencontrées dans des digesteurs en cas de forte inhibition ou dans des lixiviats des centres d'enfouissement technique (CET), (Vavilin *et al.*, 2007). Autrement dit, ces modèles de titrage des AGV mis en exergue dans la revue de la littérature, se limitent généralement à des cas des concentrations inférieures ou égales à 4 g/l et présentent des écarts entre eux, du point de vue des résultats qu'ils génèrent. Les méthodes de titrage des AGV développées par Kapp (1984) et Buchauer (1998) sembleraient moins précises lorsque le pH initial des échantillons à doser est inférieur à 5. En plus, les modèles de titrage des AGV développés par Moosbrugger *et al.* (1993), Lahav *et al.* (2002) et Lahav et Morgan (2004) exigent des mesures complémentaires [comme la conductivité, les phosphates totaux (PO₄-P), l'azote ammoniacal (NH₄⁺-N)], ce qui nécessitent une disponibilité d'autres appareils (e.g. un conductimètre, un spectrophotomètre, un chromatographe ionique ou une sonde spécifique, etc.). Par conséquent, il n'est pas évident que ces derniers modèles soient facilement utilisables dans certains pays en développement où les équipements de laboratoire font généralement défaut. Une connaissance approfondie des processus qui ont lieu dans les réacteurs anaérobies est nécessaire lorsqu'on s'intéresse notamment au développement d'une méthode de détermination des AGV totaux par titrage. A cet effet, Kapp (1984), Anderson et Yang (1992) et Edeline (1997) évoquent de nombreux équilibres physicochimiques qui caractérisent les réacteurs anaérobies. A cet effet, on peut citer la famille des composés des acides gras volatils (AGV), les couples des espèces chimiques comme HCO₃⁻/CO₂, HPO₄²⁻/H₂PO₄⁻, NH₃/NH₄⁺, OH⁻/H₂O, HS⁻/H₂S et S²⁻/HS⁻. Ces AGV sont rencontrés dans les réacteurs anaérobies en tant que produits intermédiaires indispensables. D'après Kapp (1984), ces couples NH₃/NH₄⁺ et HPO₄²⁻/H₂PO₄⁻ ont des pK_a de l'ordre de 8,95 et 7,2 respectivement tandis que les AGV ont pour valeurs des pK_a variant entre 4,27 et 4,91 lorsque les températures varient entre 273,15°K et 323,15°K (Robert, 1977). Le couple HCO₃⁻/CO₂ a par contre un pK_a égal à 6,4 (Kapp, 1984; Batstone *et al.*, 2002). Dans un processus de dégradation de matière organique en conditions anaérobies, la production d'acides gras volatils est généralement optimale, ainsi que l'acétogénèse qui lui fait suite, lorsque le potentiel d'hydrogène (pH) du milieu réactionnel est ≤ pH6 (Kim *et al.*, 2004; Rajbhandari *et al.*, 2007). Et, quant à la consommation des AGV par des biomasses méthanogènes, la situation optimale est

observable à un pH optimum variable selon les auteurs: $6,6 < \text{pH} < 7,4$ (Lahav & Morgan, 2004), $6,8 < \text{pH} < 7,4$ (Palmisano & Barlaz, 1996; Rouez, 2008), $6,8 < \text{pH} < 8$ (El-Fadel *et al.*, 1996; O'Flaherty *et al.*, 1998) et $6,8 < \text{pH} < 7,5$ (Boopathy, 1996; Vedrenne, 2007). Comme les bactéries sulfato-réductrices (BSR) ont un pH optimum de croissance égal à 7,0 (Gloyna, 1972; Harerimana, 2011), elles peuvent parfois entrer en compétition avec des archées méthanogènes, en ce qui concerne la consommation des AGV comme substrat. Ces BSR interviennent pour réduire les sulfates en sulfure d'hydrogène. Sachant donc que la concentration en sulfures totaux est très faible [c.à.d. variant entre 9,6 à 192 mg/l (Zaher *et al.*, 2004)] par rapport à celle des AGV totaux, l'influence des couples liés à l'espèce chimique H_2S ($\text{HS}^-/\text{H}_2\text{S}$ et $\text{S}^{2-}/\text{HS}^-$) sur le titrage des AGV totaux peut être considérée comme négligeable dans cette étude. Les effets des phosphates totaux (éventuellement présents dans les réacteurs anaérobies) sur le titrage des AGV totaux, sont également négligeables. Cela s'explique par le fait que le modèle d'évaluation des AGV totaux développé par Moosbrugger *et al.* (1993) qui tient compte de l'influence de l'azote ammoniacal ($\text{NH}_4^+\text{-N}$) et phosphates totaux ($\text{PO}_4\text{-P}$), a montré des résultats similaires à celui développé par Buchauer (1998) qui pourtant néglige l'influence de ces phosphates totaux.

Cette étude vise donc à développer, vérifier et valider une nouvelle méthode de détermination des AGV par titrage, efficace, suffisamment proche des méthodes chromatographiques jugées jusqu'à nos jours idéales, et qui tient également compte de toutes les lacunes et préoccupations citées auparavant.

V.2. Méthodologie

Dans le but d'atteindre notre objectif spécifique, cette étude s'est inspirée du formalisme de Kapp (1984) amélioré par Buchauer (1998). En effet, cette étude considère que lorsqu'on dose les AGV totaux dans un échantillon provenant d'un digesteur anaérobie par une méthode de titrage [avec un acide titrant fort (e.g. HCl 0,1N)], le volume d'acide consommé est proportionnel à la quantité de chacune des espèces chimiques présentes, y compris les AGV totaux. Cela montre que la notion d'acidité potentielle totale peut être exploitée pour le développement d'une telle méthode de dosage des AGV par titrage. D'après Hissel (1975) et Vasel (1988), "la notion d'acidité potentielle totale (désignée par E) se définit comme étant la somme des concentrations des espèces ioniques ou moléculaires engageant la particule H^+ , chaque terme est affecté d'un coefficient égal au nombre de fonctions acides contenues dans

l'espèce chimique correspondante". Selon toujours ces mêmes auteurs, cette somme mérite bien le nom d'

acidité: parce qu'il y a l'engagement de H^+

potentielle: parce que même les protons non dissociés sont pris en compte

totale: parce que les protons (dissociés ou non) de toutes les espèces sont impliqués.

Dans la chimie des eaux, l'acidité totale dépend aussi de variables telles que pH, force ionique, température, etc.(Hissel, 1975). Lors de l'ajout d'une certaine quantité d'acide fort ou de base forte à une eau, l'acidité potentielle totale, d'un état initial, atteint un état final (Vasel, 1988). La variation correspondante de E est égale à la quantité d'acide fort ou de base forte ajoutée (Vasel, 1988).

En cas des digesteurs anaérobies classiques, l'acidité potentielle totale du milieu complexe se trouvant dans de tels réacteurs biologiques peut également se définir comme étant égale à la somme des acidités des espèces chimiques ou famille des composés qui constituent ce milieu complexe. Et, compte tenu des espèces chimiques et famille des composés spécifiques qui sont souvent rencontrées dans les digesteurs classiques (la famille des AGV, les carbonates, les phosphates, l'ammoniaque, les sulfures et l'eau), cette acidité potentielle totale peut se traduire par l'équation (V.1) suivante:

$$E = [HAc] + [HPro] + [HBu] + [HVa] + 2[H_2CO_3^*] + [HCO_3^-] + 3[H_3PO_4] + 2[H_2PO_4^-] + [HPO_4^{2-}] + [NH_4^+ - N] + 2[H_2S_{(aq)}] + [HS^-] + [H_2O] + [H^+] \quad (V.1)$$

Le *HAc*, *HPro*, *HBu* et *HVa* désigne respectivement l'acide acétique, l'acide propionique, l'acide butyrique et acide valérique.

Sachant que les concentrations ioniques individuelles sont très rarement mesurables, les concentrations de chaque espèce ionique ou moléculaire peuvent, par un calcul sur les bilans de matière, de charge et les lois d'actions des masses, s'exprimer comme fonction de la concentration totale de l'espèce. Donc l'équation (V.1) peut se simplifier en équation (Eq.V.2) ci-dessous:

$$E = f(AGV_{total}) * [AGV_{total}] + f(C_{total}) * [C_{total}] + f(NH_4^+_{total}) * [NH_4^+_{total}] + f(PO_4_{total}) * [PO_4_{total}] + f(H_2S_{total}) * [H_2S_{total}] + f(OH) * [OH_{total}] \quad (V.2)$$

Le E se réfère à l'acidité potentielle totale du milieu complexe qui se trouve dans le réacteur et $f(AGV_{total})$, $f(C_{total})$, $f(NH_4^+_{total})$, $f(PO_4_{total})$ et $f(H_2S_{total})$ désignent respectivement les

fonctions de proportionnalité liant la concentration totale de l'espèce chimique ou famille des composés "i" (qui est respectivement les AGV totaux, carbone inorganique total, azote ammoniacal total, phosphates totaux, H₂S total) à son acidité associée. Ces fonctions de proportionnalité contiennent dans leurs expressions, le pH, les coefficients d'activité, les pK_{a,i} et les constantes d'ionisation (K_{j,i}). Ces pK_{a,i} et K_{j,i} étant également dépendantes de la température. A titre d'exemple, Hissel (1975) définit la fonction $f(C_{total})$ comme suit:

$$f(C_{total}) = \frac{2\gamma_2 10^{-2pH} + \frac{\gamma_2}{\gamma_1} K_1(T) 10^{-pH}}{\gamma_2 10^{-2pH} + \frac{\gamma_2}{\gamma_1} K_1(T) 10^{-pH} + K_1(T) + K_2(T)} \quad (V.3)$$

où γ_1 et γ_2 sont des coefficients d'activité des ions respectivement monovalents et bivalents, K₁ et K₂ respectivement des constantes d'ionisation relatives à l'acide carbonique et T (°C) désigne la température. A l'instar de l'expression de $f(C_{total})$, celle de $f(AGV_{totaux})$ est déterminée suivant le formalisme de Hissel (1975) et est alors exprimée en fonction des pK_{a,i} des AGV individuels associés, du pH et du coefficient d'activité des ions monovalents (Eq.V.4).

$$f(AGV_{totaux}) = f(HAc) + f(HPr o) + f(HBu) + f(HVa) = \left\{ \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-pK_{a,HAc}(T)}} \right) + \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-pK_{a,HPr o}(T)}} \right) + \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-pK_{a,HBu}(T)}} \right) + \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-pK_{a,HVa}(T)}} \right) \right\} \quad (V.4)$$

Les relations correspondant à chaque acide sont similaires, car il s'agit de monoacides, par contre les valeurs des constante d'équilibres sont différentes.

Il convient de préciser que les pK_a des AGV varient selon leurs structures carbonées entre 4,27 et 4,91 lorsque les températures varient entre 273,15°K et 323,15°K (**Annexe V.1**),(Robert, 1977). Cela signifie que pour un AGV individuel donné, son pKa est une fonction qui varie suivant la température.

Différentes formules ont été développées dans des études antérieures pour mettre en évidence cette relation des pKa des AGV et la température (Garrels & Christ, 1965; Stumm & Morgan, 1970; Millero, 1979; Stoz, 1981; Roques, 1990).

$$pK_a = a - \left(\frac{b}{T}\right) - c \ln T ; pK_a = a T^2 + b T + c ; pK_a = \left(\frac{a}{T}\right) + b \log_{10} T - c T - d \text{ et}$$

$$pK_a = \left(\frac{a}{T}\right) + b - c T$$

Toutes ces quatre fonctions ont été analysées statistiquement en vue de trouver ces constantes y afférentes (a, b et c) et choisir la fonction qui convient pour la présente étude. Pour ce faire, un logiciel de traitement statistique (statistica[®]) a été utilisé à cet effet, en procédant par itération et en exploitant les valeurs de la littérature des pK_a des AGV individuels (acétate, propionate et butyrate) reprises à l'Annexe V.1 (Robert, 1977). Cependant, comme pour le cas de valérate une seule valeur de pK_a (pK_{a,HVa} = 4,78 à 25°C) est disponible (Batstone *et al.*, 2002), sa fonction de pK_a a été estimée par extrapolation, en recourant aux valeurs des constantes estimées pour les autres AGV et à la seule valeur de pK_{a,HVa}.

La somme des carrés des résidus pour toutes ces fonctions a ensuite été analysée afin de bien juger celle qui convient pour cette étude (Tableau V.1).

Tableau V.1: La somme des carrés des résidus trouvée par rapport à différentes fonctions d'estimation de pK_a en fonction de la température

Fonction	Somme carrés résidus
$pK_a = a - \left(\frac{b}{T}\right) - c \ln T$	6871,4855
$pK_a = a T^2 + b T + c$	0,0002635
$pK_a = \left(\frac{a}{T}\right) + b \log_{10} T - c T - d$	4,24039
$pK_a = \left(\frac{a}{T}\right) + b - c T$	0,2578555

De ces quatre fonctions, il ressort que celle dont la somme des carrés des résidus est la plus petite, estime mieux les pK_a des AGV en fonction de la température. Il s'agit donc de la fonction : $pK_a = a T^2 + b T + c$

La Figure V.1 suivante illustre de manière comparative l'évolution des pK_a mesurés et estimés lorsque cette dernière est exploitée.

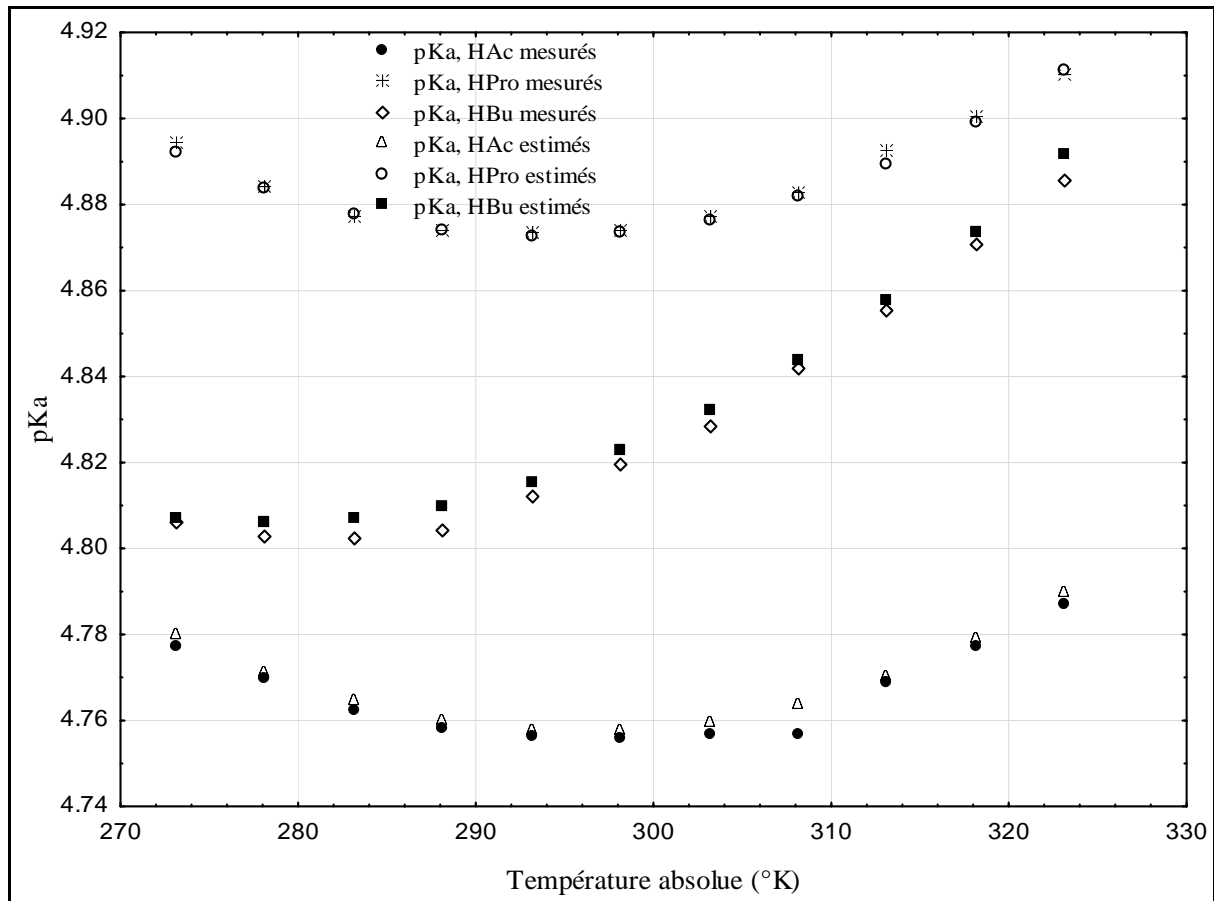


Figure V.1 : Comparaison des pK_a mesurés et estimés lorsque la fonction $pK_a = a T^2 + b T + c$ est exploitée.

Il ressort donc de la Figure V.1 que la fonction " $pK_a = aT^2 + bT + c$ " convient pour l'estimation des AGV. Les notations : $g(pK_{a,HAc})$, $g(pK_{a,HPro})$, $g(pK_{a,HBU})$ et $g(pK_{a,HVa})$ seront alors adoptées pour désigner respectivement les nouvelles fonctions d'estimation d'acétate, propionate, butyrate et valérate. En d'autres termes, ces fonctions se présentent comme suit:

$$g(pK_{a,HAc}) = 0,0000441 T^2 - 0,0261 T + 8,61905$$

$$g(pK_{a,HPro}) = 0,0000453 T^2 - 0,02663 T + 8,78632$$

$$g(pK_{a,HBU}) = 0,0000428 T^2 - 0,02383 T + 8,12284$$

$$g(pK_{a,HVa}) = 0,000036 T^2 - 0,0171 T + 6,6908$$

Ainsi, en injectant ces fonctions dans l'équation (V.4), elle devient:

$$f(AGV_{total}) = \left\{ \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-g}(pK_{a,HAc})} \right) + \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-g}(pK_{a,HPrO})} \right) + \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-g}(pK_{a,HBu})} \right) + \left(\frac{\gamma_1 10^{-pH}}{\gamma_1 10^{-pH} + 10^{-g}(pK_{a,HVa})} \right) \right\} \quad (V.5)$$

La fonction $f(PO_{4total})$ relative aux phosphates totaux a également été définie suivant le formalisme de (Hissel, 1975) et est traduite par l'équation (V.6) ci-dessous:

$$f(PO_{4total}) = \frac{\left(\frac{\gamma_3 \cdot k_1(T) \cdot 10^{-2pH}}{\gamma_1} \right) + 2 \left(\frac{\gamma_3 \cdot k_1(T) \cdot k_2(T) \cdot 10^{-pH}}{\gamma_2} \right) + 3(k_1(T) \cdot k_2(T) \cdot k_3(T))}{\gamma_3 \cdot 10^{-3pH} + \frac{\gamma_3 \cdot k_1(T) \cdot 10^{-2pH}}{\gamma_1} + \frac{\gamma_3 \cdot k_1(T) \cdot k_2(T) \cdot 10^{-pH}}{\gamma_2} + k_1(T) \cdot k_2(T) \cdot k_3(T)} \quad (V.6)$$

où γ_1 , γ_2 et γ_3 sont des coefficients d'activité des ions respectivement monovalents, bivalents et trivalents, k_1 , k_2 et k_3 respectivement des constantes d'ionisation relatives à l'acide phosphorique et T (°C) désigne la température. Ces constantes d'ionisation sont elles mêmes fonction de la température.

Une fois que toutes les fonctions relatives aux espèces chimiques impliquées dans l'équation (V.2) sont définies, la variation d'acidité potentielle totale (ΔE), considérée comme une fonction d'état (les états initial et final étant respectivement pH_i et pH_f) peut se réécrire comme suit:

$$\begin{aligned} \Delta E \Big|_{pH_i}^{pH_f} = & \Delta f(AGV_{total}) \Big|_{pH_i}^{pH_f} * [AGV_{total}] + \Delta f(C_{total}) \Big|_{pH_i}^{pH_f} * [C_{total}] + \Delta f(NH_{4total}^+) \Big|_{pH_i}^{pH_f} * [NH_{4total}^+] + \\ & \Delta f(PO_{4total}) \Big|_{pH_i}^{pH_f} * [PO_{4total}] + \Delta f(H_2S_{total}) \Big|_{pH_i}^{pH_f} * [H_2S_{total}] + \Delta f(OH_{total}) \Big|_{pH_i}^{pH_f} * [OH_{total}] + \\ & \Delta \left(\frac{10^{-pH}}{\gamma_1} \right) \Big|_{pH_i}^{pH_f} \end{aligned} \quad (V.7)$$

Le pH_i et pH_f désigne respectivement le pH initial de l'échantillon et le pH de fin de titrage. Rappelant que dans les digesteurs anaérobies classiques, l'équation (Eq.V.7) convient pour définir l'acidité potentielle totale du milieu complexe qui s'y trouve, elle peut être traduite par l'équation (Eq.V.8) lorsqu'elle est considérée comme une fonction d'état qui ne dépend que des états initial et final.

$$E_{finale} = E_{initiale} + \Delta E \quad (V.8)$$

Le $E_{initiale}$ et E_{finale} désigne respectivement l'acidité potentielle totale initiale et finale, ΔE est la variation d'acidité potentielle totale.

La variation d'acidité potentielle totale (ΔE) dépend du volume d'acide consommé pour varier le pH_i de l'échantillon au pH de fin de titrage (pH_f). L'acidité potentielle totale et l'alcalinité étant des grandeurs complémentaires en cas de titrage acido- ou alcalimétrique (Hissel, 1975), elles ont toutes servi de support de base pour le développement d'un algorithme mathématique de détermination de la concentration en AGV totaux selon notre nouvelle méthode de titrage. Ainsi, l'état initial choisi dans cette étude correspond au pH initial de l'échantillon (désigné par pH_i) tandis que l'état final qui a été choisi correspond au $pH_{4,3}$. Ce $pH_{4,3}$ a été choisi du fait que l'alcalinité qui se définit comme étant une quantité d'acide fort nécessaire pour faire varier le pH_i du contenu du réacteur (e.g. eaux usées) au pH de virage du méthylorange dont la zone de virage est comprise entre $pH_{3,1}$ et $pH_{4,4}$ (Hissel, 1975), a été utilisée comme support de base. Dans la suite de la présente argumentation, le $pH_{4,3}$ est considéré être le pH de fin de titrage tout en précisant qu'une perspective d'approfondissement de ce point de fin de titrage sera proposée.

Au regard des modèles stœchiométriques des substrats développés en conditions de métabolisme anaérobie jusqu'au stade de production des AGV (cf. Tableau IV.12_a du chapitre IV), il apparaît que les AGV totaux (exprimés en équivalent acétate, en cas de ces modèles stœchiométriques), le carbone inorganique total (exprimé sous forme de couple HCO_3^-/CO_2), l'azote ammoniacal (NH_4^+-N) et le couple OH^-/H_2O (représentant la molécule d'eau) sont présents dans les réacteurs anaérobies. Dans ces modèles stœchiométriques, les molécules $C_5H_7O_2N$ représentent les biomasses bactériennes qui interviennent dans cette activité biologique. Faisant suite à la justification donnée auparavant par rapport à l'influence des phosphates totaux (PO_4-P) et des sulfures totaux sur le titrage des AGV totaux, cette étude suppose que cette influence peut être négligée. En d'autres termes, cette étude considère que lorsque les AGV totaux contenus dans un échantillon provenant d'un digesteur anaérobie sont déterminés en ayant recours à une méthode de titrage, la quantité d'acide titrant fort (e.g. HCl 0,1N) consommée n'est pas attribuable aux seuls molécules des AGV, mais aussi aux autres espèces chimiques comme le carbone inorganique total (C_{total}), l'azote ammoniacal (NH_4^+-N) et l'accepteur OH_{total} provenant du solvant H_2O .

De manière à permettre le calcul des contributions respectives des acides gras volatils et des autres composés retenus (bicarbonates, azote ammoniacal, etc) et à valider la méthode, nous avons eu recours dans un premier temps à des solutions synthétiques de composition connue. Nous avons considéré de manière globale que la variation d'acidité potentielle totale (ΔE) dépend du volume d'acide consommé lorsqu'un titrage est effectué, ce qui nous a permis d'adapter l'équation (Eq.V.7) par rapport au volume d'acide consommé (les états initial et final étant respectivement le pH_i et $pH_{4,3}$).

$$VA_{pH_i-pH_{4,3};\text{mélange de toutes les espèces chimiques}} = VA_{pH_i-pH_{4,3};AGV\text{ totaux}} + VA_{pH_i-pH_{4,3};C_{total}} + VA_{pH_i-pH_{4,3};NH_4^+} + VA_{pH_i-pH_{4,3};PO_4^{total}} + VA_{pH_i-pH_{4,3};H_2S\text{ total}} + \Delta \left(\frac{10^{-pH}}{\gamma_1} \right) \Bigg|_{pH_i}^{4,3} \quad (V.9)$$

Avec

- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3};\text{mélange de toutes les espèces chimiques}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsqu'il s'agit de doser des échantillons du milieu complexe qui se trouve dans le réacteur biologique;
- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3};AGV\text{ totaux}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsque l'échantillon n'est supposé contenir que seulement les AGV totaux;
- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3};C_{total}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsque l'échantillon n'est supposé contenir que seulement le carbone inorganique total (C_{total});
- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3};NH_4^+}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsque l'échantillon n'est supposé contenir que seulement l'azote ammoniacal total;
- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3};PO_4^{total}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsque l'échantillon n'est supposé contenir que seulement des phosphates totaux;
- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3};H_2S\text{ total}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsque l'échantillon n'est supposé contenir que seulement les sulfures totaux;

✓ $\Delta \left(\frac{10^{-pH}}{\gamma_1} \right) \Big|_{pH_i}^{4,3}$: un terme qui se rapporte au couple $\text{OH}^-/\text{H}_2\text{O}$.

Et, comme les solutions synthétiques étaient constituées par des AGV totaux, de l'azote ammoniacal (NH_4^+-N), du carbone inorganique (les deux derniers étant introduits sous forme de la molécule d'hydrogénocarbonate d'ammonium (NH_4HCO_3)); cette étude considère que le volume d'acide consommé pour varier le pH_i de ces solutions synthétiques à $pH_{4,3}$ équivaut à la somme des volumes se rapportant respectivement aux AGV totaux, aux espèces chimiques constituant la molécule de NH_4HCO_3 lorsqu'ils sont dosés séparément. Le volume lié uniquement aux AGV totaux peut alors être déterminé à l'aide de l'équation (Eq.V.10) ci-dessous:

$$VA_{pH_i-pH_{4,3};AGV \text{ totaux}} = VA_{pH_i-pH_{4,3};\text{mélange AGV totaux}+\text{NH}_4\text{HCO}_3} - VA_{pH_i-pH_{4,3};\text{HCO}_3^-/\text{CO}_2 \text{ et } \text{NH}_4^+-\text{N}} - \Delta \left(\frac{10^{-pH}}{\gamma_1} \right) \Big|_{pH_i}^{4,3} \quad (\text{V.10})$$

Avec

- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3}; \text{mélange AGV totaux} + \text{NH}_4\text{HCO}_3} \equiv VA_{pH_i-pH_{4,3}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsqu'il s'agit du cas des échantillons synthétiques constitués par des mélanges des AGV totaux et de NH_4HCO_3 ;
- ✓ $VA_{pH_i-pH_{4,3}; \text{HCO}_3^-/\text{CO}_2 \text{ et } \text{NH}_4^+-\text{N}}$: volume d'acide titrant consommé pour varier le pH_i de l'échantillon à $pH_{4,3}$; lorsque l'échantillon est uniquement constitué de carbone inorganique et d'azote ammoniacal (sous forme de la molécule de NH_4HCO_3);
- ✓ γ_1 désignant le coefficient d'activité des ions monovalents. Il dépend de la force ionique et de la température. Pour des températures allant de 0 à 50°C, les valeurs de γ_1 sont données (Hissel, 1975) et nous n'avons considéré que $\gamma_{1,\text{moyen}} = 0,924$ pour ces températures.

Les termes repris dans cette équation (Eq.V.10) ont été évalués expérimentalement en titrant avec du HCl 0,1N, d'une part les solutions synthétiques constitués par des mélanges des concentrations variables en AGV totaux et NH_4HCO_3 et d'autre part, des concentrations variables en NH_4HCO_3 seul (c.à.d. sans les AGV). A cet effet, la méthode de titrage a été utilisée et un pH-mètre (WTW[®], pH 197i) a été employé.

Afin de faciliter la compréhension pour la suite, voici ci-dessous la signification des symboles utilisés:

- ✓ S_{AGV} : concentration en AGV totaux exprimée en mg/l;
- ✓ N: normalité de l'acide titrant (HCl 0,1 N);
- ✓ V_E : volume de l'échantillon exprimé en ml (soit 100 ml);
- ✓ P.M: poids moléculaire.

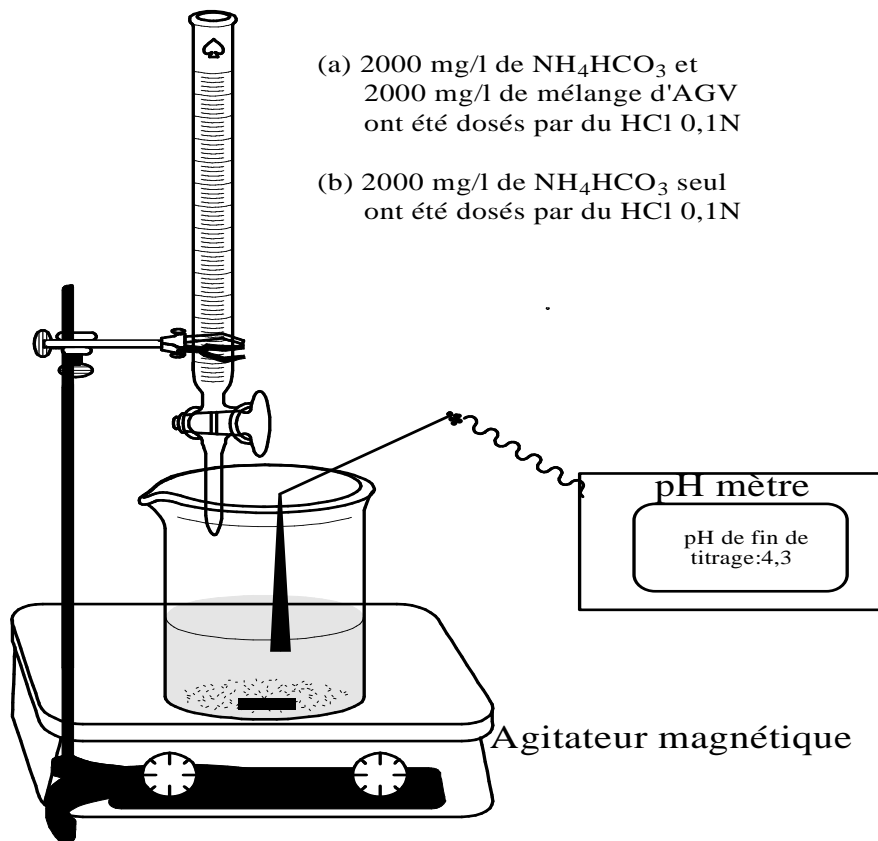


Figure V.2: Cas d'illustration des essais de titrage réalisés pour la détermination des constantes de l'algorithme mathématique de calcul de la concentration en AGV totaux

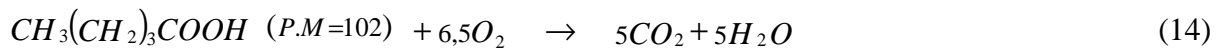
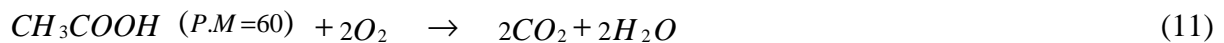
La molécule de NH_4HCO_3 a été particulièrement choisie du fait qu'elle contient du carbone inorganique (sous forme d'ions bicarbonate: HCO_3^-) et de l'azote ammoniacal (NH_4^+-N), qui sont généralement rencontrés dans les stœchiométries des substrats (en conditions anaérobies) et par conséquent dans les réacteurs anaérobies.

En cas de titrage de solutions synthétiques constituées par des mélanges des concentrations variables en AGV totaux et NH_4HCO_3 , les deux familles de composés ont été engagées en respectant les proportions 1:1 en termes des concentrations (voir illustration à la Figure 2). Pour déduire de manière correcte le volume d'acide titrant consommé et qui ne se rapporte

qu'uniquement aux AGV totaux, les concentrations en NH_4HCO_3 similaires à celles engagées en cas de dosage des solutions synthétiques (AGV totaux + NH_4HCO_3), ont également été titrées mais cette fois-ci en l'absence des AGV.

En d'autres termes, les concentrations 400, 600, 800, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000, 4000, 5000, 6000, 7000, 8000, 9000 et 10 000 mg/l respectivement en AGV totaux et NH_4HCO_3 dans les mélanges, ont été soumises en expérimentation. Le HCl 0,1N a été utilisé comme solution titrante.

En ce qui concerne les concentrations en AGV totaux dans les mélanges, elles ont été préparées sur base de la composition en AGV généralement rencontrée dans les fermenteurs fonctionnant à froid (c.à.d. de 4 à 24,6°C) et qui est en moyenne, d'après Yuan *et al.* (2011), de l'ordre de 50, 25, 14 et 11% (pourcentages exprimés en DCO) respectivement pour l'acide acétique, acide propionique, acide butyrique et acide valérique. Les équivalents DCO de 1 g de chacun des différents AGV (désignés par " i_{DCO} ", soit 1,07 gDCO/g d'acide acétique, 1,51 gDCO/g d'acide propionique, 1,82 gDCO/g d'acide butyrique, 2,04 gDCO/g d'acide valérique) ont été utilisés pour les conversions lors de la préparation des différentes concentrations en AGV totaux dans les mélanges (en respectant ces pourcentages évoqués). Ces i_{DCO} ont été calculés à l'aide de l'équation (Eq.II.9 du chapitre II) et sur base des équations d'oxydation de ces AGV (Eq.V.11- Eq.V.14).



Lors de ces essais, 100 ml d'échantillon ont été soumis au titrage afin d'évaluer de manière quantitative la relation entre le volume d'acide titrant consommé pour titrer respectivement les solutions synthétiques et les AGV totaux (seuls). Le pH_i de chaque échantillon soumis en expérimentation était chaque fois relevé.

V.3. Résultats et discussion

Les Figures V.3 et V.4 représentent l'évolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations respectivement en AGV totaux et NH_4HCO_3 dans les solutions synthétiques et en NH_4HCO_3 seul (c.à.d. sans AGV). Les coefficients de détermination ($R^2 = 0,999$) obtenus se justifient du fait que les concentrations engagées dans les essais sont proportionnelles.

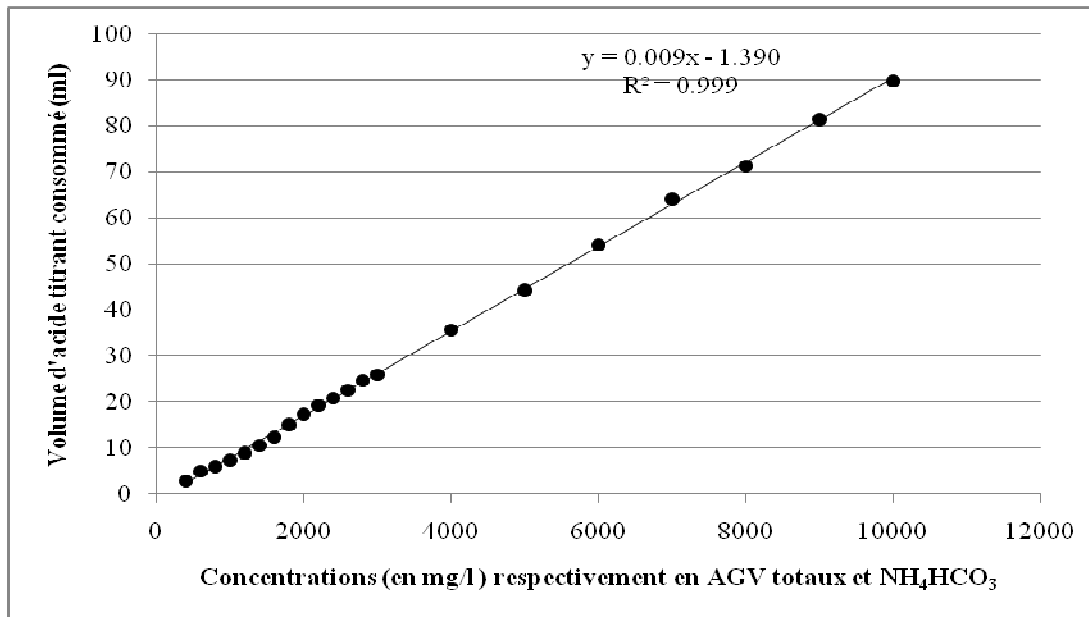


Figure V.3: Evolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations en AGV totaux et NH_4HCO_3 dans les solutions synthétiques

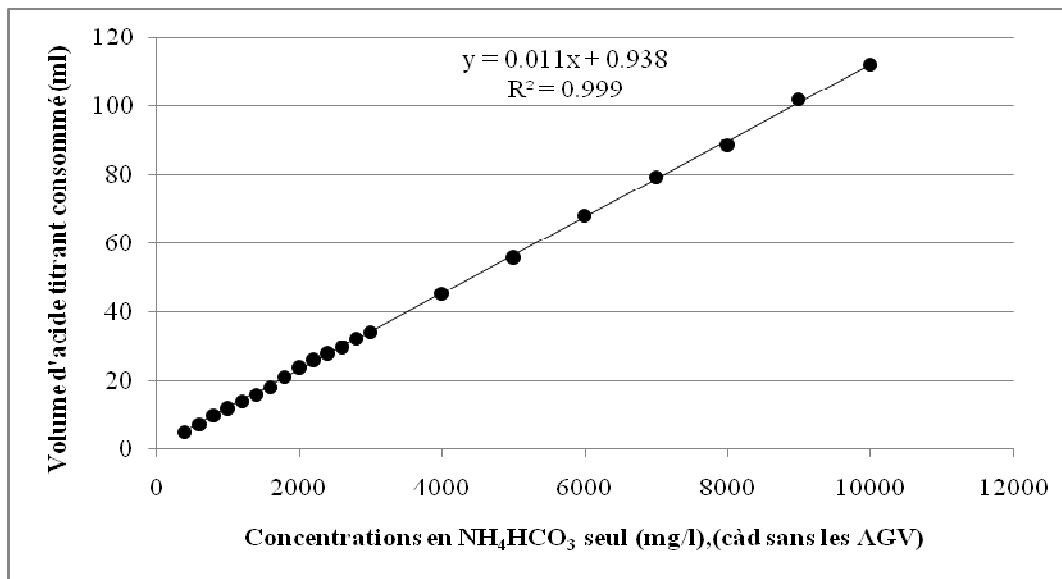


Figure V.4: Evolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations en NH_4HCO_3 seul (c.à.d. sans les AGV)

Pour rappel, l'algorithme d'évaluation de la concentration en AGV totaux développé dans cette étude est basé sur la notion d'acidité potentielle totale. De cela, cette étude a constaté lors de ces essais réalisés (cas des solutions synthétiques constituées par des mélanges des AGV et NH_4HCO_3 en concentrations variables) que le pH_i variait entre pH_5 et $pH_{5,53}$ avec comme pH_i médian, celui de $pH_{5,15}$. Cela signifie que l' algorithme mathématique de détermination de la concentration en AGV totaux développé dans cette étude (Eq.V.34), (voir plus loin) s'applique pour des échantillons ayant un pH_i médian de $pH_{5,15}$. En d'autres termes, pour d'autres échantillons dont le $pH_i > pH_{5,15}$, il faut ramener ce pH_i à $pH_{5,15}$ (avec du HCl 0,1 N) et considérer ce dernier comme le nouveau pH_i . Le volume d'acide titrant (HCl 0,1N) consommé pour varier ce nouveau pH_i à $pH_{4,3}$ doit alors être évalué.

V.3.1. Estimation de VA $pH_i-pH_{4,3}; HCO_3^-/CO_2$ et NH_4^+-N mis en évidence dans l'équation (Eq.V.10)

Pour faire une telle estimation, le cas considéré correspond à celui où seules les concentrations variables en NH_4HCO_3 (c.à.d. sans les AGV) ont été dosées avec du HCl 0,1N. Ainsi, cette étude a constaté qu' une régression linéaire traduite par l'équation (Eq.V.15), (c.à.d. formulée à partir de la Figure V.4) convient pour exprimer l'évolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations en NH_4HCO_3 seul.

$$VA_{pH_i-pH_{4,3}; HCO_3^-/CO_2 \text{ et } NH_4^+-N} = 0,938 + 0,011 [NH_4HCO_3] \quad (V.15)$$

Cette équation signifie tout simplement qu'en cas de titrage des concentrations variables en NH_4HCO_3 seul, l'alcalinité mesurée "*Alcal.mesurée*" dépend uniquement de la présence du couple d'espèces chimiques HCO_3^-/CO_2 et peut se noter par "*Alcal. HCO_3^-* ".

Lorsqu'on généralise l'équation (Eq.V.15) par rapport à une concentration quelconque d'acide titrant (N) et à un volume quelconque d'échantillon (V_E), elle peut être réécrite de manière suivante:

$$VA_{pH_i-pH_{4,3}; HCO_3^-/CO_2 \text{ et } NH_4^+-N} = \frac{0,1}{N} (0,938 + 0,011 [NH_4HCO_3]) \frac{V_E}{100} \quad (V.16)$$

Sachant par ailleurs que la molécule de NH_4HCO_3 se dissocie suivant l'équation (Eq.V.17) ci-dessous, cela justifie l'égalité observée au niveau de l'équation (Eq.V.18).



$$[NH_4HCO_3] = [NH_4^+] = [HCO_3^-] \quad (V.18)$$

Partant de cette égalité traduite par l'équation (Eq.V.18) et substituant $[NH_4HCO_3]$ par $[HCO_3^-]$ dans l'équation (Eq.V.16), nous obtenons une nouvelle équation (Eq.V.19).

$$VA_{pH_i-pH_{4,3}; HCO_3^-/CO_2 \text{ et } NH_4^+-N} = \frac{0,1}{N} (0,938 + 0,011 [HCO_3^-]) \frac{V_E}{100} \quad (V.19)$$

En outre, comme l'alcalinité mesurée (*Alcal. mesurée*) pour ce cas-ci dépend uniquement de la présence du couple d'espèces chimiques HCO_3^-/CO_2 , l'égalité ci-dessous (Eq.V.20) peut être considérée:

$$Alcal. \text{mesurée} = Alcal. HCO_3^- = [HCO_3^-] \quad (V.20)$$

$$\text{avec } Alcal. \text{mesurée} (\text{en } \text{m} \acute{\text{e}}\text{q } g/l) = \frac{1000 VA_{pH_i-pH_{4,3}} N}{V_E} \quad (V.21)$$

De cette égalité traduite par l'équation (Eq.V.20), nous nous permettons de substituer $[HCO_3^-]$ par *Alcal. HCO₃⁻* dans l'équation (Eq.V.19), ce qui permet d'obtenir une nouvelle équation (Eq.V.22).

$$VA_{pH_i-pH_{4,3}; HCO_3^-/CO_2 \text{ et } NH_4^+-N} = \frac{0,1}{N} (0,938 + 0,011 Alcal. HCO_3^-) \frac{V_E}{100} \quad (V.22)$$

V.3.2. Estimation de $VA_{pH_i-pH_{4,3}; AGV \text{ totaux}}$ mis en évidence dans l'équation (Eq.V.10)

Le cas considéré pour évaluer une telle estimation correspond à celui des essais réalisés sur les solutions synthétiques constituées par des mélanges des AGV totaux (désignés par S_{AGV}) et NH_4HCO_3 en concentrations variables. Par conséquent, cette étude a remarqué qu'une régression linéaire traduite par l'équation (Eq.V.23), (c.à.d. formulée à partir de la Figure V.3) permet d'exprimer l'évolution d'acide titrant consommé en fonction des concentrations en AGV totaux (" S_{AGV} ") et NH_4HCO_3 dans les mélanges.

$$VA_{pH_i-pH_{4,3}; \text{mélange } AGV \text{ totaux} + NH_4HCO_3} = -1,390 + 0,009 (S_{AGV} + [NH_4HCO_3]) \quad (V.23)$$

Tenant compte des égalités observées auparavant et traduites par les équations (Eq.V.18 et Eq.V.20), cette équation (Eq.V.23) peut alors être réécrite comme suit:

$$VA_{pH_i - pH_{4,3}; \text{mélange AGV totaux} + NH_4HCO_3} = -1,390 + 0,009 \left(S_{AGV} + Alcal_{HCO_3^-} \right) \quad (V.24)$$

En analysant les équations (Eq.V.22 et Eq.V.24), nous déduisons que le volume d'acide titrant consommé qui se rapporte uniquement aux AGV peut être évalué en ayant recours à ces deux équations. En d'autres termes, ce volume d'acide titrant (Eq.V.25) correspond à la différence entre les expressions traduites par ces équations Eq.V.24 et Eq.V.22 (où $N = 0,1$ éq/l et $V_E = 100$ ml).

$$VA_{pH_i - pH_{4,3}; AGV \text{ totaux}} = 0,009S_{AGV} - 0,002Alcal_{HCO_3^-} - 2,328 \quad (V.25)$$

Cette équation (Eq.V.25) peut être réécrite sous une forme générale (Eq.V.26), lorsque la concentration d'acide titrant et le volume d'échantillon sont quelconques (soit représentés respectivement par "N" et "V_E").

$$VA_{pH_i - pH_{4,3}; AGV \text{ totaux}} = \frac{0,1}{N} (0,009S_{AGV} - 0,002Alcal_{HCO_3^-} - 2,328) \frac{V_E}{100} \quad (V.26)$$

V.3.3.Élaboration de l'algorithme mathématique de calcul de la concentration en AGV totaux

Etant donné que les expressions des termes $\frac{VA_{pH_i - pH_{4,3}; HCO_3^- / CO_2} + NH_4^+ - N}{N}$ et $\frac{VA_{pH_i - pH_{4,3}; AGV \text{ totaux}}}{N}$ sont désormais connues, l'étape suivante consiste à introduire les équations (Eq.V.22 et Eq.V.26) dans l'équation (Eq.V.10), ce qui permet d'obtenir une nouvelle équation (Eq.V.27) qui traduit l'expression de base de calcul de la concentration en AGV totaux. Et, rappelant que l'acidité relative aux solutions synthétiques a été considérée comme une fonction d'état dont les états initial et final sont respectivement pH_i et $pH_{4,3}$, la forme d'écriture du terme $\frac{VA_{pH_i - pH_{4,3}; \text{mélange AGV totaux} + NH_4HCO_3}}{N}$ est simplifiée par la suite en $\frac{VA_{pH_i - pH_{4,3}}}{N}$.

$$\frac{0,1}{N} (0,009S_{AGV} - 0,002Alcal_{HCO_3^-} - 2,328) \frac{V_E}{100} = \frac{VA_{pH_i - pH_{4,3}}}{N} - \frac{0,1}{N} (0,938 + 0,011Alcal_{HCO_3^-}) \frac{V_E}{100} - \frac{10^{-pH_i}}{0,924} + \frac{10^{-4,3}}{0,924} \quad (V.27)$$

Après réarrangement des termes suivi de simplification, l'équation (Eq.V.27) se réécrit de la manière suivante:

$$S_{AGV} = 111111,11 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 1,00 Alcal_{HCO_3^-} - 120250,12 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,03 \frac{N}{V_E} + 154,44 \quad (V.28)$$

Par ailleurs, rappelant que le terme " $Alcal_{HCO_3^-}$ " a été utilisé pour désigner l'alcalinité mesurée, l'équation (Eq.V.28) peut alors se réécrire comme suit:

$$S_{AGV} = 111111,11 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 1,00 Alcal_{mesurée} - 120250,12 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,03 \frac{N}{V_E} + 154,44 \quad (V.29)$$

Avec $Alcal_{mesurée}$ traduite par l'équation (Eq.V.21)

Finalement, en introduisant l'équation (Eq.V.21) dans cette équation (Eq.V.29), on obtient l'équation (Eq.V.30) qui désigne l'algorithme mathématique de calcul de la concentration en AGV totaux.

$$S_{AGV} = 110111,11 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 120250,12 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,03 \frac{N}{V_E} + 154,44 \quad (V.30)$$

Cet algorithme a ensuite été utilisé pour recalculer dans les conditions des essais (c.à.d. en se servant des résultats de titrage), les concentrations en AGV totaux et ces dernières ont été comparées avec celles engagées dans ces essais (voir Figure V.5).

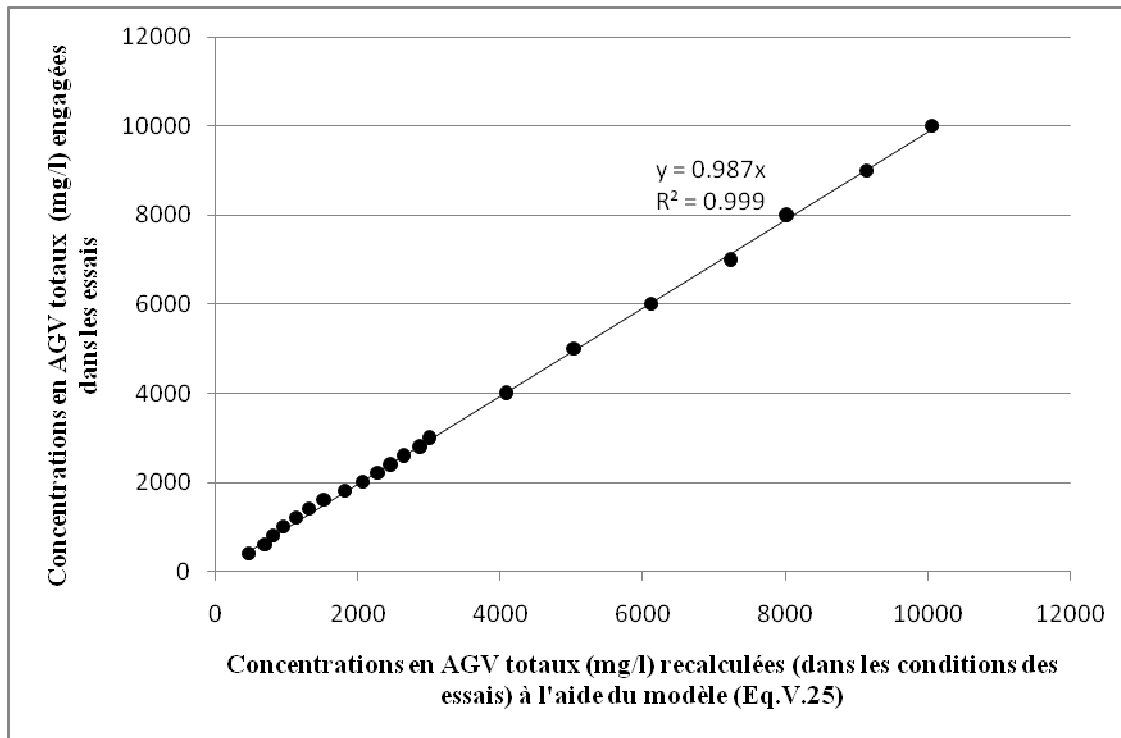


Figure V.5: Comparaison des concentrations en AGV recalculées dans les conditions des essais à l'aide de l'algorithme mathématique (Eq.V.25) avec celles engagées dans les mêmes essais.

En vue d'améliorer cet algorithme mathématique de détermination de la concentration en AGV totaux produits dans les réacteurs anaérobies, les termes de l'équation (Eq.V.30) ont été divisés par la pente de cette régression observée à la Figure V.5. Ainsi, cet algorithme devient:

$$S_{AGV} = 111561,41 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 121833,96 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,11 \frac{N}{V_E} + 156,47 \quad (V.31)$$

L'eau du robinet étant le solvant utilisé dans les réacteurs biologiques, elle a été dosée en ayant recours au protocole proposé par cette méthode afin de corriger une erreur éventuelle de surestimation des AGV totaux qui proviendrait de l'alcalinité de cette eau entre $pH_{5,15}$ et $pH_{4,3}$. L'équation (Eq.V.31) a été exploitée dans ce cas-ci et le résultat obtenu équivaut à 167 mg/l. Et, comme l'eau du robinet est normalement censé ne pas contenir des AGV, ce résultat a alors été retranché de l'équation (Eq.V.31). Ainsi, cette nouvelle méthode de titrage des AGV totaux propose que l'algorithme d'évaluation de leur concentration peut se définir de la manière suivante (Eq.32):

$$S_{AGV} = 111561,41 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 121833,96 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,11 \frac{N}{V_E} - 10,53 \quad (V.32)$$

Les vérification et validation de cette nouvelle méthode de titrage ont été réalisés en dosant les AGV totaux dans trente-trois échantillons différents. Ces échantillons ont été prélevés respectivement dans des fosses septiques (sur terrain), dans des réacteurs pilotes de laboratoire servant pour l'étude d'évaluation d'activités des biomasses bactériennes des fosses septiques et dans des digesteurs anaérobies de la ferme de Faascht (Attert, Belgique).

Les mêmes échantillons ont également été dosés par la méthode chromatographique en phase gazeuse. A cet effet, un chromatographe (modèle GC FOCUS), muni d'un détecteur à ionisation de flamme et d'une colonne du four programmable a été utilisé. Le protocole expérimental utilisé est celui de APHA *et al.* (1998).

Un traitement statistique des résultats obtenus par ces deux méthodes, a été réalisé dans le but d'améliorer davantage l'algorithme de calcul des AGV de cette nouvelle méthode de titrage (Eq.V.32). A cet effet, un logiciel de traitement statistique (Statistica® V10; StatSoft Inc., Tulsa, Ok, USA) a été utilisé pour l'analyse de lien et corrélation existant entre les résultats fournis par ces deux méthodes. Une estimation non linéaire impliquant des itérations de Gauss Newton a permis d'établir le lien qui se résume par l'équation (Eq.V.33) ci-dessous:

$$S_{AGV,mesurés\ par\ GC} = a * \ln(S_{AGV,mesurés\ par\ titrage, Eq.29}) + b * S_{AGV,mesurés\ par\ titrage, Eq.29} \quad (V.33)$$

avec a et b respectivement égaux à 74,97407 et 0,23831.

Ces constantes a et b sont des constantes correctives permettant cette nouvelle méthode de titrage des AGV de fournir des résultats comparables à ceux fournis par la chromatographie en phase gazeuse.

Bref, vu que cette nouvelle méthode vise à être évaluée au même titre que les méthodes chromatographiques ($S_{AGV,mesurés\ par\ GC} = S_{AGV,mesurés\ par\ titrage}$), l'algorithme de calcul des AGV beaucoup plus amélioré se définit désormais par l'équation (Eq.V.34) qui dérive des équations (Eq.V.32-Eq.V.33).

$$S_{AGV} = 74,97407 * \ln \left(111561,41 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 121833,96 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,11 \frac{N}{V_E} - 10,53 \right) + 0,23831 * \left(111561,41 \frac{N}{V_E} VA_{pH_i - pH_{4,3}} - 121833,96 \frac{N}{V_E} 10^{-pH_i} + 6,11 \frac{N}{V_E} - 10,53 \right) \quad (V.34)$$

La Figure 6 ci-dessous présente la comparaison des résultats obtenus par cette nouvelle méthode de titrage (dont le protocole est décrit à la page suivante) et ceux obtenus par la chromatographie en phase gazeuse.

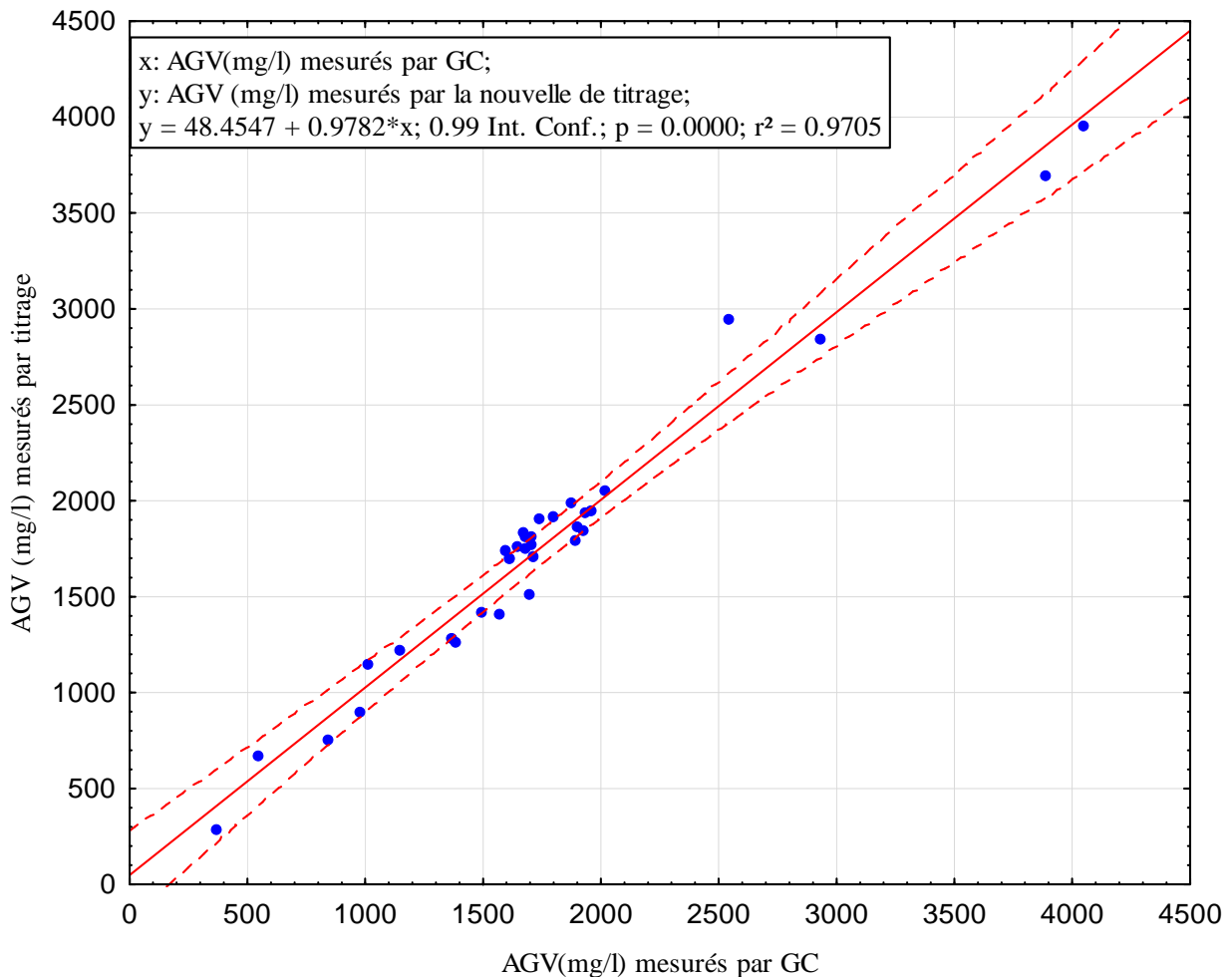


Figure V.6: Comparaison des résultats en AGV totaux mesurés respectivement par la nouvelle méthode de titrage et la chromatographie en phase gazeuse

A 99% d'intervalle de confiance, les concentrations en AGV totaux déterminées en ayant recours à cette nouvelle méthode de titrage (Eq.V.34) se sont révélées proches de celles obtenues par la chromatographie en phase gazeuse. Une corrélation ($R^2 = 0,97$) montre que cette nouvelle méthode de détermination des AGV totaux par titrage peut être exploitée sans aucune inquiétude.

V.3.4. Protocole analytique de la nouvelle méthode de détermination des AGV par titrage

Cette nouvelle méthode de détermination des AGV totaux par titrage propose un protocole analytique suivant:

- ✓ Filtrer l'échantillon à doser à l'aide d'un filtre en microfibres de verre de taille 1,5 μm et étalonner le pH-mètre qui sert de mesure avec des solutions tampons ($\text{pH}_{4,00}$ et $\text{pH}_{7,00}$);
- ✓ Placer une aliquote de 100 ml de cet échantillon filtré dans un bécher de 250 ml;
- ✓ Mettre un barreau magnétique dans ce bécher et placer ce dernier sur un agitateur magnétique;
- ✓ Placer la sonde du pH-mètre dans l'échantillon filtré à doser et relever la valeur de ce pH initial (pH_i). Si ce $\text{pH}_i > \text{pH}_{5,15}$, il faut le ramener à $\text{pH}_{5,15}$ (avec du HCl 0,1 N) et considérer celui-ci comme le nouveau pH_i ;
- ✓ Sous une constante et faible agitation, doser cet échantillon avec du HCl 0,1N de manière à faire varier ce pH_i de l'échantillon à un pH de fin de titrage qui est $\text{pH}_{4,3}$;
- ✓ Noter ce volume d'acide consommé (exprimé en ml);
- ✓ Exploiter l'équation (Eq.V.34) pour exprimer les résultats.

V.4 Conclusion

Cette étude a été réalisée dans le but de développer et vérifier une nouvelle méthode de dosage des AGV totaux par titrage, efficace et proche de la méthode chromatographique en phase gazeuse. Une approche de quantification de ces AGV basée sur un algorithme mathématique considérant les fonctions de distributions des principales espèces chimiques couramment rencontrées dans les digesteurs anaérobies classiques, a été exploitée afin d'atteindre l'objectif spécifique de cette étude. Un protocole analytique de cette nouvelle méthode de titrage a été défini ainsi que l'algorithme mathématique permettant d'exprimer les résultats. A 99% d'intervalle de confiance, les résultats obtenus en ayant recours à cette nouvelle méthode de titrage se sont révélés proches de ceux obtenus par la chromatographie en phase gazeuse. Cette étude a montré que cette nouvelle méthode de détermination des AGV totaux par titrage peut être exploitée sans aucune inquiétude car la corrélation linéaire observée entre celle-ci et la méthode de chromatographie en phase gazeuse est intéressante ($R^2 = 0,97$).

Au regard des courbes de titrage des AGV individuels qui ont été réalisées (**Annexe V.2**) après les récentes discussions avec mon promoteur de thèse, il apparaît que le pH de fin de titrage mérite d'être revu. Une approche de quantification des AGV basée sur un algorithme mathématique considérant toutes les fonctions de distributions complètes des espèces chimiques, sera améliorée en tenant compte du nouveau pH de fin de titrage. Des sels différents servant comme sources de NH_4 et de HCO_3 seront utilisés. Les proportions $\text{NH}_4:\text{HCO}_3$ seront également revues. Les proportions bien définies en AGV: autres composés (NH_4 , HCO_3 , PO_4 , H_2S) seront également considérées.

Bibliographie

- Anderson G. K. and Yang G. (1992). Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. *Water Environ. Res.* **64**(1), 53-9.
- APHA, AWWA and WEF (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (20th Ed.)*. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, Washington, 1220 p.
- Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavilin V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. IWA-Publishing, London, 77 p.
- Boopathy R. (1996). Isolation and characterization of a methanogenic bacterium from swine manure. *Bioresour. Technol.* **55**(3), 231-5.
- Buchauer K. (1998). A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in wastewater and sludge treatment processes. *Water SA* **24**(1), 49-56.
- Edeline F. (1997). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p.
- El-Fadel M., Findikakis A. N. and Leckie J. O. (1996). Estimating and enhancing methane yield from municipal solid waste. *Hazardous Waste & Hazardous Materials* **13**(3), 309-31.
- Garrels R. M. and Christ C. L. (1965). *Solutions, minerals and equilibria*. Harper & Row, San Francisco, pp.450.
- Gloyna E. F. (1972). *Bassins de stabilisation des eaux usées*. Organisation mondiale de la santé, Genève, pp.187.
- Harerimana C. (2011). *Modélisation de l'activité des bactéries du soufre en lagunage*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 218 p.
- Hey T., Sandström D., Ibrahim V. and Jönsson K. (2013). Evaluating 5 and 8 pH-point titrations for measuring VFA in full-scale primary sludge hydrolysate. *Water SA* **39**(1), 17-22.

- Hissel J. (1975). *La chimie des eaux: La pratique du calcul des équilibres*. CEBEDEAU, Liège, pp.209.
- Ibrahim V., Hey T. and Jönsson K. (2014). Determining short chain fatty acids in sewage sludge hydrolysate: A comparison of three analytical methods and investigation of sample storage effects. *Journal of Environmental Sciences* **26**, 926-33.
- Kapp H. (1984). *Schlammfäulung mit hohem Feststoffgehalt*. Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft. Oldenbourg Verlag, München, pp.300.
- Kim S.-H., Han S.-K. and Shin H.-S. (2004). Feasibility of biohydrogen production by anaerobic co-digestion of food waste and sewage sludge. *International Journal of Hydrogen Energy* **29**(15), 1607-16.
- Lahav O. and Loewenthal R. E. (2000). Measurement of VFA in anaerobic digestion: The five-point titration method revisited. *Water S.A* **26**(3), 389-92.
- Lahav O. and Morgan B. E. (2004). Titration methodologies for monitoring of anaerobic digestion in developing countries-a review. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* **79**(12), 1331-41.
- Lahav O., Morgan B. E. and Loewenthal R. E. (2002). Rapid, simple, and accurate method for measurement of VFA and carbonate alkalinity in anaerobic reactors. *Environ.Sci.Technol.* **36**(12), 2736-41.
- Millero F. J. (1979). The thermodynamics of the carbonate system in seawater. *Geochimica et Cosmochimica Acta* **43**(10), 1651-61
- Moletta R. (1989). Contrôle et conduite des digesteurs anaérobies. *Revue des Sciences de l'eau* **2**(2), 265-93.
- Moletta R. (2008). *La méthanisation*. Lavoisier, Paris, pp.532.
- Montgomery H., Dymock J. and Thom N. (1962). The rapid colorimetric determination of organic acids and their salts in sewage sludge liquor. *The Analyst* **87**, 947-52.
- Moosbrugger R. E., Wentzel M. C., Ekama G. A. and Marais G. (1993). Weak acid/bases and pH control in anaerobic systems- A review. *Water SA* **19**(1), 1-10.
- O'Flaherty V., Mahony T., O'Kennedy R. and Colleran E. (1998). Effect of pH on growth kinetics and sulphide toxicity thresholds of a range of methanogenic, syntrophic and sulphate-reducing bacteria. *Process Biochemistry* **33**(5), 555-69.
- Palmisano A. C. and Barlaz M. A. (1996). *Microbiology of solid waste*. CRC Press, Boca Roton, pp.224.
- Rajbhandari B. K., Annachatre A. P. and Vassel J. L. (2007). Modeling of anaerobic treatment of wastewater in ponds. *Watert. Sci. Technol.* **55**(11), 47-56.
- Robert C. W. (1977). *CRC handbook of chemistry and physics*. CRC press, pp.2348, Cleveland.
- Roques H. (1990). *Fondements théoriques du traitement chimique des eaux*. Tec & Doc Lavoisier Paris, pp.903.

- Rouez M. (2008). *Dégradation anaérobie de déchets solides: caractérisation, facteurs d'influence et modélisations*. Ph.D. Thesis, Institut National des Sciences Appliquées de Lyon, 259p.
- Scheer H. (1995). *Vermehrte biologische Phosphorelimination in der Abwasserreinigung* Abschlussbericht eines Erfahrungsaustausches deutschsprachiger Hochschulen. Mitteilungen der Oswald-Schulze-Stiftung, pp.174.
- Stoz B. (1981). *Calcul des équilibres calco-carboniques par micro-ordinateur: Application au traitement de l'eau*. Mémoire d'ingénieur, Institut Supérieur Industriel Catholique du Luxembourg, 125 p.
- Stumm W. and Morgan J. J. (1970). *Aquatic chemistry: an introduction emphasizing chemical equilibria in natural water*. Wiley Interscience, New York, pp.583.
- Vasel J.-L. (1988). *Contribution à l'étude des transferts d'oxygène en gestion des eaux*. Ph.D. Thesis, Fondation Universitaire Luxembourgeoise (FUL), 245 p.
- Vavilin V. A., Fernandez B., Palatsi J. and Flotats X. (2007). Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview. *Waste Manage.* **28**(6), 939-51.
- Vedrenne F. (2007). *Etude des processus de dégradation anaérobie et de production de méthane au cours du stockage des lisiers*. Ph.D. Thesis, Science de l'Environnement, Ecole Nationale d'Agronomie de Rennes, 211 p.
- Yuan Q., Sparling R. and Oleszkiewicz J. A. (2011). VFA generation from waste activated sludge: Effect of temperature and mixing. *Chemosphere* **82**(4), 603-7.
- Zaher U., Rodriguez J., Franco A. and Vanrolleghem P. A. (2004). Application of the IWA ADM1 model to simulate anaerobic digester dynamics using a concise set of practical measurements. In: *Environmental Biotechnology: Advancement in Water and Wastewater Application in the Tropics* Ujang Z and Henze M (eds), IWA Publishing London, pp. 249-58.

Chapitre VI

DEVELOPPEMENT D'UN MODELE CINETIQUE DE DEGRADATION DE LA BIOMOLE DU SUBSTRAT COMBINE PAR DES BIOMASSES DES FOSSES SEPTIQUES

Résumé

La connaissance des constantes cinétiques relatives au fonctionnement des réacteurs biologiques industriels en général et des réacteurs de traitement des eaux usées en particulier (par exemple les stations d'épuration collectives ou les fosses septiques en cas d'assainissement autonome) est essentielle pour leur contrôle et leur gestion. L'étude a été réalisée dans le but de déterminer des constantes cinétiques liées à la dégradation de la biomole du substrat combiné, représentant les eaux usées domestiques par des biomasses des fosses septiques. Afin de conduire cette étude cinétique, un substrat combiné qui reflète réellement le contenu des eaux usées domestiques (soit la biomole élaborée au chapitre IV: $C_{23}H_{49}O_9N$) devrait être utilisé. Cependant, par manque de produits adéquats à la préparation d'un tel substrat combiné (les essais ayant été réalisés au Burundi), nous avons eu recours à un autre substrat combiné synthétique, constitué par des produits disponibles sur le marché local, et répondant à la formule: $C_{14}H_{29}O_4N$. Les résultats de cette étude ont montré que lorsque les biomasses des fosses septiques dégradent ce substrat combiné synthétique, elles croissent suivant la loi de Monod. Les constantes cinétiques qui en découlent sont telles que le taux maximum de croissance spécifique (μ_{max}) équivaut à $0,0065\text{ j}^{-1}$, la constante de demi-saturation de ce dernier substrat combiné synthétique (K_s) est égale à $9,18\text{ g DCO/l}$ (soit $4,26\text{ g/l}$ en termes de concentration massique), et le taux de mortalité de ces biomasses correspond à $k_d = 0,0001\text{ j}^{-1}$. De tels résultats pourraient servir de base pour le développement d'un modèle global de fonctionnement des fosses septiques; sachant que le principe de base d'un modèle biologique complet, pour un bioréacteur donné, repose sur la stœchiométrie et la cinétique.

Mots clés: Fosses septiques, Eaux usées domestiques, Constantes cinétiques, Substrat combiné.

VI.1 Introduction

Sur la base de la revue de la littérature, il apparaît que peu d'études abordent l'évaluation des constantes cinétiques liées à la dégradation des flux entrants dans des fosses septiques par des biomasses qui s'y trouvent. Pourtant, le principe de base d'un modèle biologique complet de fonctionnement d'un bioréacteur donné, repose sur la stœchiométrie et la cinétique (Husain, 1998; Lyberatos & Skiadas, 1999; Batstone *et al.*, 2002; Gawande *et al.*, 2010). Et, comme la stœchiométrie a fait l'objet du chapitre IV, il nous appartient également dans ce chapitre d'aborder l'aspect cinétique afin de rassembler toutes les données nécessaires au développement d'un modèle complet de fonctionnement des fosses septiques (FS). La cinétique nous renseigne sur la vitesse d'élimination du substrat (ici désigné par la pollution)

mais aussi sur le taux de croissance des bactéries présentes dans le bioréacteur (Doran, 1995; Batstone *et al.*, 2002). D'après Edeline (1997), modéliser la cinétique de dégradation des flux entrants dans des réacteurs anaérobies en général et dans des fosses septiques en particulier est très délicat pour plusieurs raisons. En guise d'exemples, signalons: (i) la complexité du substrat qui entre dans le réacteur; (ii) la présence de plusieurs communautés de bactéries qui impliquent des constantes cinétiques et stœchiométriques différentes; (iii) sans oublier de notifier la présence de nombreux équilibres physicochimiques. Cette étude vise donc à déterminer des constantes cinétiques liées à la dégradation de la biomole du substrat combiné représentant les eaux usées domestiques par des biomasses des fosses septiques. En d'autres termes, la connaissance des constantes cinétiques à savoir le taux maximum de croissance spécifique (μ_{\max}), la constante de demi-saturation de la biomole du substrat combiné (K_s) et le taux de mortalité de cette biomasse (k_d) constituera un support indispensable pour le développement d'un modèle global de fonctionnement de fosse septique qui tient compte non seulement de la décantation mais aussi de la digestion anaérobie.

VI.2 Matériel et Méthode

VI.2.1 Description

Pour réaliser cette étude cinétique, le substrat combiné synthétique répondant à la formule ($C_{14}H_{29}O_4N$) a été utilisé. Les détails relatifs à la façon dont cette formule a été déterminée sont présentés dans la section suivante (VI.2.2). En réalité, nous devrions travailler avec un substrat combiné qui répond à la formule exacte de la biomole élaborée au chapitre IV ($C_{23}H_{49}O_9N$) et qui reflète réellement le contenu des eaux usées domestiques. Mais pour des raisons de manque de produits adéquats à la préparation d'un tel substrat combiné (les essais ayant été réalisés au Burundi), nous avons eu recours au substrat combiné synthétique ($C_{14}H_{29}O_4N$), constitué à partir des produits disponibles sur le marché local. De ce fait, un produit nommé "NAN 2", généralement utilisé pour nourrir les bébés âgés d'au moins 6 mois [et dont la composition en protéines, lipides et carbohydrates est respectivement de 15, 23 et 55% (p/p)] a servi de base à la préparation du substrat combiné synthétique. Nous l'avons enrichi par du détergent pour lave-linge, gel de douche de marque "Fa" et urée respectivement à raison de 3, 2 et 1% (p/p). Les pourcentages en détergent, savons et urée ont été choisis arbitrairement mais avec un objectif de totaliser 100% (p/p) par rapport à tous les constituants afin de définir sans problème la formule de la biomole de ce substrat combiné synthétique. Lors des essais, nous avons décidé de dégrader ce substrat combiné synthétique suivant 5 cas

différents par rapport à la quantité de substrat et de HCO_3^- engagés mais tout en maintenant fixe la quantité de biomasse initiale dans les réacteurs. Le bicarbonate avait pour rôle d'apporter l'alcalinité nécessaire dans le réacteur. Les réacteurs utilisés avaient comme capacité volumique 4 litres chacun, mais le volume utile a été fixé à 3,8 litres. Le Tableau VI.1 ci-dessous reprend les cinq cas de réacteurs batch utilisés pour cette étude.

Tableau VI.1: Différents cas de réacteurs batch utilisés pour l'étude cinétique du substrat combiné

N° réacteur	Quantité de gadoues (l)	Milieu de culture (l)	Substrat Combiné (g/l)	HCO_3^- (g/l)
1	3,61	0,19	21,05	29,34
2	3,61	0,19	15,79	22
3	3,61	0,19	13,15	18,32
4	3,61	0,19	10,53	14,67
5	3,61	0,19	5,26	7,33
Blanc	3,61	0,19	0	0

De ce Tableau VI.1, il apparaît que le milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies représentait 5% (v/v) du volume utile. L'azote gazeux a également été utilisé pour chasser l'oxygène présent éventuellement dans le volume mort du réacteur. Les gadoues des fosses septiques utilisées avaient pour caractéristiques: 22940 mg/l, 4600 mg/l, 18340 mg/l, 10930 mg/l respectivement pour la $\text{DCO}_{\text{brute}}$, $\text{DCO}_{\text{soluble}}$, $\text{DCO}_{\text{particulaire}}$ et MVS. Un montage expérimental utilisé lors de ces essais ressemble à celui utilisé à la section IV.1.2 du chapitre IV et la température de travail lors des essais était fixée à 30°C. L'évolution du milieu réactionnel en fonction du temps (pH, AGV, $\text{DCO}_{\text{brute}}$, $\text{DCO}_{\text{soluble}}$, CH_4 et MVS) a été suivie. Les méthodes utilisées pour la mesure de ces paramètres sont les mêmes que celles décrites à la section IV.1.2 du chapitre IV.

VI.2.2 Détermination de la biomole du substrat combiné synthétique utilisé

La détermination de la biomole du substrat combiné synthétique utilisé lors de ces mêmes essais a été réalisée suivant le même principe présenté à la section IV.2.3.4 du chapitre IV. Le Tableau VI.1 présente pour le cas-ci, les fractions normalisées par rapport à chaque « composé i » intervenant dans le substrat combiné synthétique.

Tableau VI.2: Fractions normalisées par rapport à chaque « composé i » intervenant dans le substrat combiné synthétique

Composé i	Pourcentage massique	PM (g/mole)	é-éq/mole	é-éq/g	é-éq/%	Fraction normalisée	Fraction normalisée corrigée
Glucides	55	180	24	24/180	7,333	0,384	0,197
Protéines	15	89	12	12/89	2,022	0,106	0,054
Lipides	23	806	290	290/806	8,275	0,433	0,222
Détergents	3	700	176	176/700	0,754	0,039	0,020
Savon	2	255	92	92/255	0,722	0,038	0,019
Urée	1	60				0,947	0,486
Total	100				19,107094	1,947	1,000

Les détails relatifs au calculs des é-éq/% et fractions normalisée sont fournis auparavant à la section IV.2.3.4 du chapitre IV.

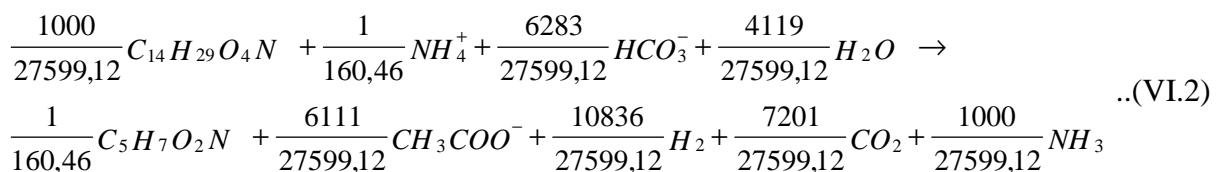
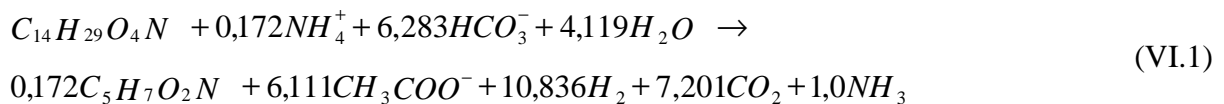
Les fractions normalisées corrigées (qui sont des valeurs sans dimension) ont ensuite été appliquées aux différents principaux composés choisis pour représenter le substrat combiné synthétique en vue d'obtenir le nombre d'atomes de chaque élément constitutif:

- ❖ Glucides: $0,197C_6H_{12}O_6$
- ❖ Protéines: $0,054C_3H_7NO_2$
- ❖ Lipides: $0,222\{3CH_3(CH_2)_{14}COOH + C_3H_8O_3\}$
- ❖ Détergents: $0,020\{CH_3(CH_2)_{14}COOH + 6C_3H_8O_3\}$
- ❖ Savons: $0,019CH_3(CH_2)_{14}COO^-$
- ❖ Urée: $0,486CO(NH_2)_2$

- ❖ Les nombres de moles d'atomes de carbone, hydrogène, oxygène et azote qui doivent intervenir dans le substrat combiné synthétique ont été calculés et sont alors tels que:
- ❖ $C = (0,197 * 6) + (0,054 * 3) + (0,222 * 51) + (0,020 * 34) + (0,019 * 16) + (0,486 * 1) = 14,14$
- ❖ $O = (0,197 * 6) + (0,054 * 2) + (0,222 * 9) + (0,020 * 20) + (0,019 * 2) + (0,486 * 1) = 4,21$
- ❖ $H = (0,197 * 12) + (0,054 * 7) + (0,222 * 104) + (0,020 * 80) + (0,019 * 31) + (0,486 * 4) = 29,96$
- ❖ $N = (0,054 * 1) + (0,486 * 2) = 1,02$

Ainsi, la biomole du substrat combiné synthétique répond à la formule: $C_{14,14}H_{29,96}O_{4,21}N_{1,02}$. Finalement, en divisant les indices par un facteur 1,02 afin de normaliser la biomole du substrat combiné synthétique par rapport à l'azote, la formule devient: $C_{14}H_{29}O_4N$. Une telle molécule a comme poids moléculaire et équivalent DCO de 1g respectivement égal à 275 g et $i_{DCO} = 2,153$ g DCO/g $C_{14}H_{29}O_4N$.

La méthodologie développée au chapitre IV relative à l'élaboration des modèles stœchiométriques des substrats, a également été utilisée dans ce chapitre VI afin de trouver celui de la biomole du substrat combiné synthétique jusqu'au stade acétate (Eq.VI.1 ou Eq.VI.2). Ces deux équations (Eq.VI.1 et Eq.VI.2) sont équivalentes. Le modèle stœchiométrique traduit par l'équation (Eq.VI.2) est adopté lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 g DCO de nouvelles biomasses bactériennes. Les détails relatifs à la façon dont cette équation (Eq.VI.2) a été élaborée, sont fournis en **Annexe VI.1**.

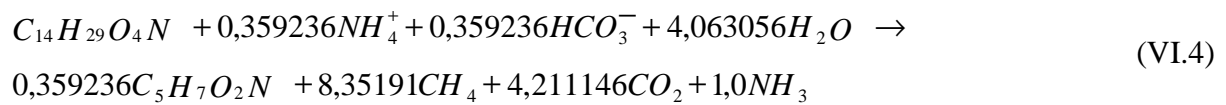


Le taux de conversion du substrat en biomasse dans ce processus a été calculé suivant la formule traduite par l'équation (Eq.IV.48) du chapitre IV, aboutissant à la valeur ci-dessous.

$$Y_{g_DCO;SC_synthétique}^g = \frac{\frac{1}{160,46} * 113 * 1,42}{\frac{1000}{27599,12} * 275 * 2,153} = 0,0466 \text{ g_DCO/ g_DCO}_{SC_synthétique} \quad (VI.3)$$

Avec "SC_synthétique" désignant notre substrat combiné synthétique.

En intégrant dans ce modèle stœchiométrique (Eq.VI.1 ou Eq.VI.2) les équations stœchiométriques d'acétate et d'hydrogène décrites au chapitre IV par les équations (Eq.IV.52 et Eq.IV.53), nous déduisons un nouveau modèle stœchiométrique du même substrat combiné synthétique où il est supposé que toutes les bactéries qui interviennent dans cette dégradation peuvent être considérées comme un seul groupe de bactéries (Eq.VI.4 ou Eq. VI.5).



$$\frac{1000000}{57643008,6}C_{14}H_{29}O_4N + \frac{1}{160,46}NH_4^+ + \frac{1}{160,46}HCO_3^- + \frac{4063056}{57643008,6}H_2O \rightarrow \frac{1}{160,46}C_5H_7O_2N + \frac{8351910}{57643008,6}CH_4 + \frac{4211146}{57643008,6}CO_2 + \frac{1000000}{57643008,6}NH_3 \quad (VI.5)$$

Les détails relatifs à la façon dont cette équation (Eq.VI.5) a été élaborée, sont également fournis en **Annexe VI.1**.

Le taux de conversion qui caractérise ce nouveau processus a été déterminé et correspond à:

$$Y_{g_DCO;SC_synthétique}^g = 0,097 \text{ g_DCO/ g_DCO}_{\text{substrat combiné synthétique}} \text{ ou } Y_{g;SC_synthétique}^g = 0,148 \text{ g/ g substrat combiné synthétique} .$$

Ce paramètre stœchiométrique est aussi important dans ce sens qu'il intervient dans le modèle traduit par l'équation (VI.11; voir plus loin), montrant le modèle suivant lequel la biomasse des fosses septiques dégradent le substrat combiné synthétique.

VI.3. Résultats et discussions

Les Figures VI.1 et VI.2 ci-dessous présentent respectivement l'évolution des essais par rapport aux pH et AGV. Le pH s'est révélé généralement optimal à la méthanisation du début à la fin de l'expérimentation, ce qui est une bonne indication par rapport à la qualité des constantes cinétiques qui résulteront de la présente étude. La concentration en AGV est restée pendant tout le temps d'expérimentation globalement ≤ 3000 mg/l, indiquant également que le processus de méthanisation s'est déroulé sans aucune inhibition de la part des AGV. Cette affirmation est formulée du fait que d'après les données de la littérature, l'inhibition par les AGV n'est observée que lorsque la concentration en AGV > 3000 mg/l (Vedrenne, 2007; Moletta, 2008)

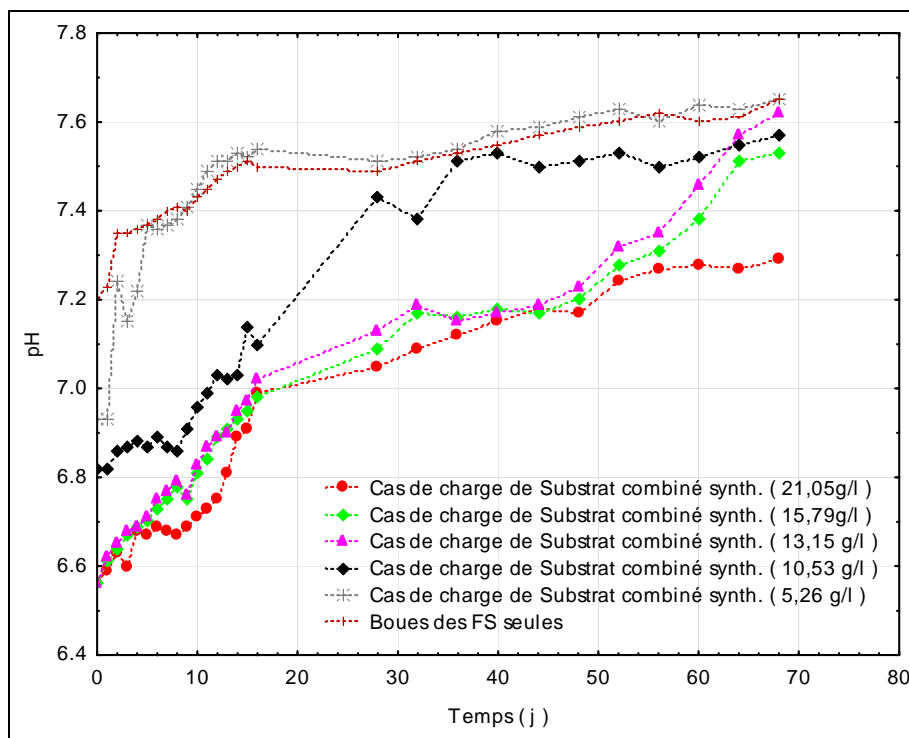


Figure VI.1: Evolution de pH dans les réacteurs

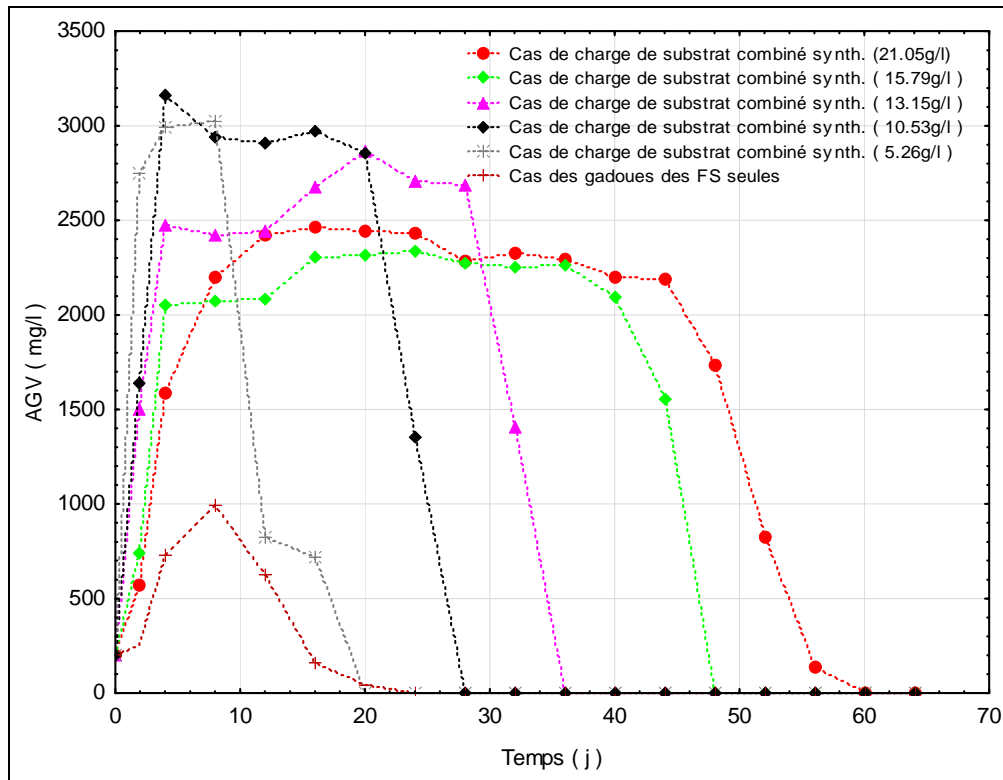


Figure VI.2: Evolution des AGV dans les réacteurs

Les résultats relatifs à la production de biogaz (cas des réacteurs où le substrat combiné synthétique a été engagé pendant les essais) ont montré une composition moyenne en CH_4 et CO_2 respectivement de 66% et 34%. Par contre, le biogaz produit à partir du réacteur à blanc avait pour teneur en CH_4 et CO_2 , respectivement de 71% et 29%. La Figure VI.3 présente la production cumulée de CH_4 dans les différents réacteurs en fonction du temps. Et, le potentiel méthanogène ne provenant que du substrat combiné synthétique dans chacun de ces réacteurs (c.à.d. différents "cas_i") a ensuite été déterminé en utilisant l'équation (Eq.VI.6) suivante:

$$\text{Pot.méthanogène}_{\text{Cas}_i} = \frac{\text{Vol.CH}_4 \text{ cumulé max.}_{\text{réacteur avec substrat}} - \text{Vol.CH}_4 \text{ cumulé max.}_{\text{réacteur à blanc}}}{\text{Flux DCO engagé sous forme de substrat combiné synthétique}} \quad (\text{VI.6})$$

Ainsi, le potentiel méthanogène variant entre 0,300 et 0,340 litre CH_4 / g substrat combiné synthétique, avec une moyenne de 0,334 litre CH_4 / g substrat combiné synthétique a été observé. Cette valeur se rapproche du potentiel méthanogène théorique de la matière organique (0.350 litre CH_4 / g matière organique) lorsqu'elle est totalement convertie en méthane et que la production de biomasse n'est pas prise en compte (Batstone *et al.*, 2002; Moletta, 2008); ce qui indique que lors des essais, le substrat combiné synthétique engagé a

été complètement dégradé. Cette information donne des indications qualitatives par rapport à des valeurs de constantes cinétiques qui découleront de cette étude. Le bilan DCO, calculé sur base de l'équation (Eq. VI.7) et impliquant ce qui a été alimenté dans les réacteurs, ce qui a été produit et la DCO_{brute} à la fin des essais, a également servi de base dans la validation des résultats de ces essais.

$$DCO_{Alimentée \text{ sous forme de substrat}} + DCO_{Alimentée \text{ sous forme de gadoues des FS}} = DCO_{CH_4 \text{ cumulé max produit}} + DCO_{biomasse \text{ formée (exprimée en MVS)}} + DCO_{brute \text{ à la fin des essais}} \quad (VI.7)$$

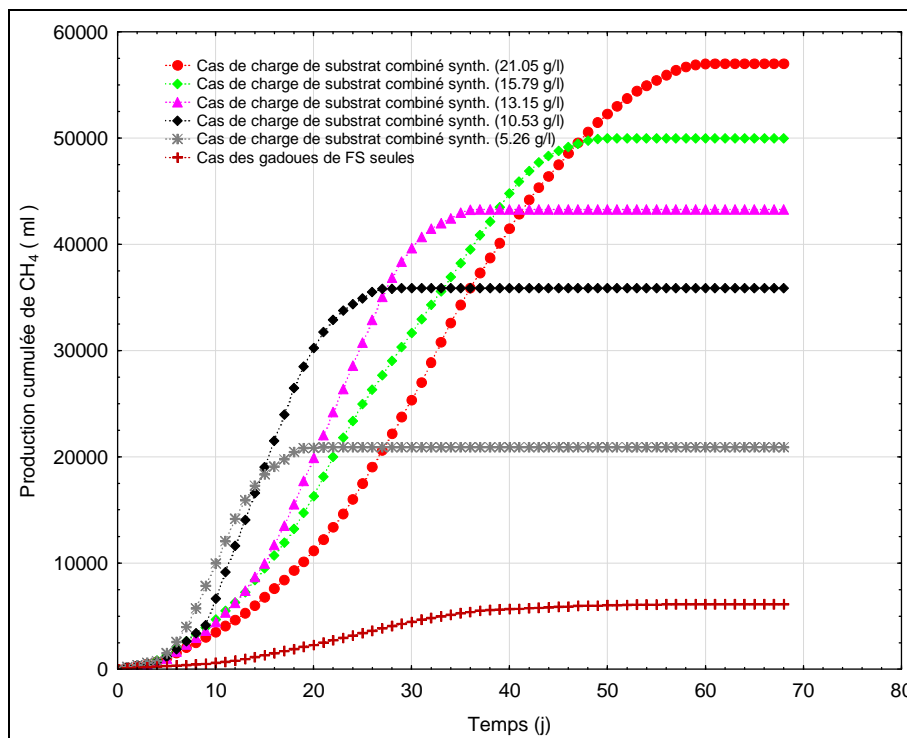


Figure VI.3: Production cumulée de CH_4 dans les réacteurs

La DCO alimentée dans les réacteurs a été calculée sur base de flux massique en substrat engagé et le $i_{DCO \text{ substrat combiné synthétique}}$ qui est de 2,153 g DCO/ g substrat combiné synthétique; tout en rappelant que le volume utile dans chacun des réacteurs est de 3,8 l. La DCO alimentée sous forme des gadoues des fosses septiques a été déterminée sur base de leur DCO_{brute} caractéristique et de leur volume engagé lors des essais (soit 3,61 litres). Quant à la DCO de la biomasse formée dans chacun des cas (réacteurs), elle correspond à la différence de concentration entre les MVS_{max} et MVS observées au temps zéro (cf. Figure VI.5) et multiplier respectivement par le volume utile du réacteur (3,8 l) et le $i_{DCO \text{ biomasse}} = 1,42$ g DCO/g biomasse. Dans les conditions de nos essais c'est à dire sous une pression

atmosphérique et à une température de 303,15 °K, une mole de gaz occupe un volume de 24,8583 l et équivaut à 64 g DCO (Rittman & McCarty, 2001). Cela veut dire que la DCO convertie en CH_4 a été calculée sur base de ces données et des volumes cumulés max de CH_4 repris sur la Figure VI.3. Les DCO_{brutes} à la fin des essais sont observables sur la figure VI.4 ci-dessous.

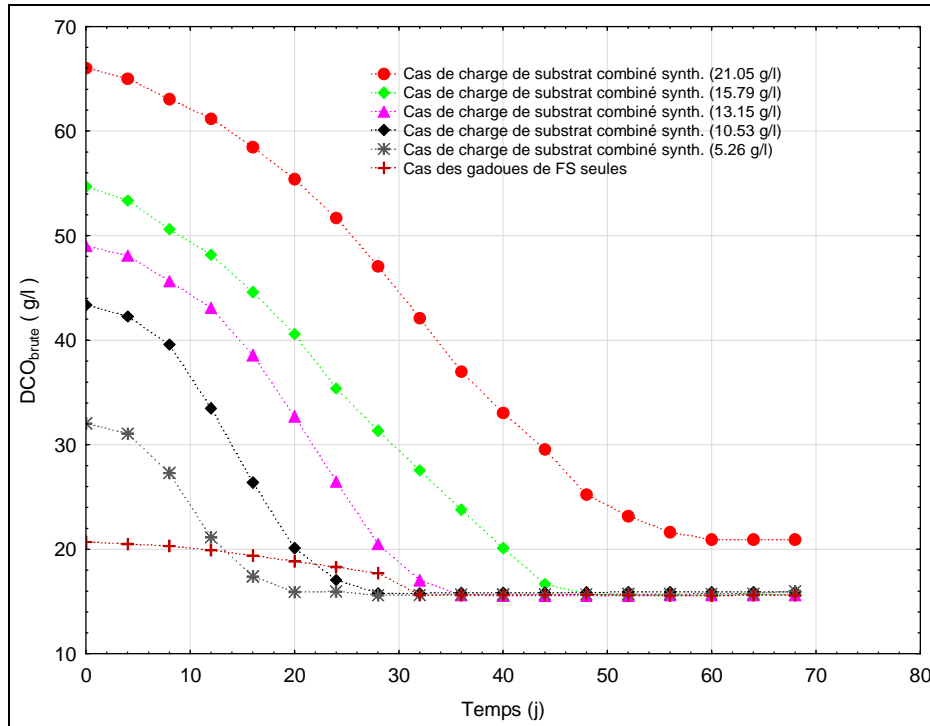


Figure VI.4: Evolution de la DCO_{brute} dans les réacteurs

A titre d'illustration, nous présentons au Tableau VI.2, les détails de calcul de bilan DCO par rapport à un seul cas, tout en sachant que la méthodologie utilisée est la même pour tous les cas.

Tableau VI.3: Détails de calcul de bilan DCO par rapport au cas du réacteur où le substrat combiné synthétique alimenté est de 21,05 g/l(soit 45,32 g DCO/l).

Premier membre de l'Eq.VI.7 par rapport à ce cas	Deuxième membre de l'Eq.VI.7 par rapport à ce cas
DCOAlimentée sous forme de substrat = (21,05 * 2,153 * 3,8) = 172,23gDCO	DCOCH ₄ cumulé max produit = 56990ml CH ₄ = 146,73gDCO
DCOAlimentée sous forme de gadoues des FS = 22,94gDCObrute/l * 3,6l = 82,84gDCO	DCO _{biomasse formée} = 5,31 * 1,42 * 3,8 = 28,65gDCO
	DCO _{brute} à la fin des essais = 20,94gDCO/l * 3,8l = 79,57gDCO
Total pour le premier membre = 255,07 g DCO	Total pour le deuxième membre = 254,95 g DCO

Par rapport au cas du réacteur où le substrat combiné synthétique alimenté est de 15,79 g/l (soit 33,99 g DCO/l), le premier membre de l'équation (Eq. VI.7) compte un flux DCO égal à 212,02 g DCO tandis que le deuxième membre totalise 210,88 g DCO. Quant au réacteur où le substrat combiné synthétique alimenté est de 13,15 g/l (soit 28,31 g DCO/l), le premier membre de l'équation (Eq. VI.7) correspond à 190,43 g DCO au moment où le deuxième membre comptabilise 187,46 g DCO. Pour le cas du réacteur où le substrat combiné synthétique alimenté est de 10,53 g/l (soit 22,67 g DCO/l), 168,99 g DCO sont observés au premier membre de l'équation (Eq. VI.7) alors que 163,57 g DCO sont remarqués au deuxième membre. Et, quant au réacteur où le substrat combiné synthétique alimenté est de 5,26 g/l (soit 11,32 g DCO/l), 125,87 g DCO sont constatés au premier membre de l'équation (Eq. VI.7) tandis que 122,55 g DCO sont caractéristiques du deuxième membre. Globalement, il apparaît que les bilans DCO se bouclent à 1,6% près en moyenne, ce qui implique que les constantes cinétiques qui découleront de ces essais sont logiques et correctes.

Le comportement de la biomasse dans les réacteurs (exprimée sous forme de g MVS/l) (Figure VI.5 ci-dessous) a servi donc de base à la détermination du taux de croissance de la même biomasse à tout temps "t".

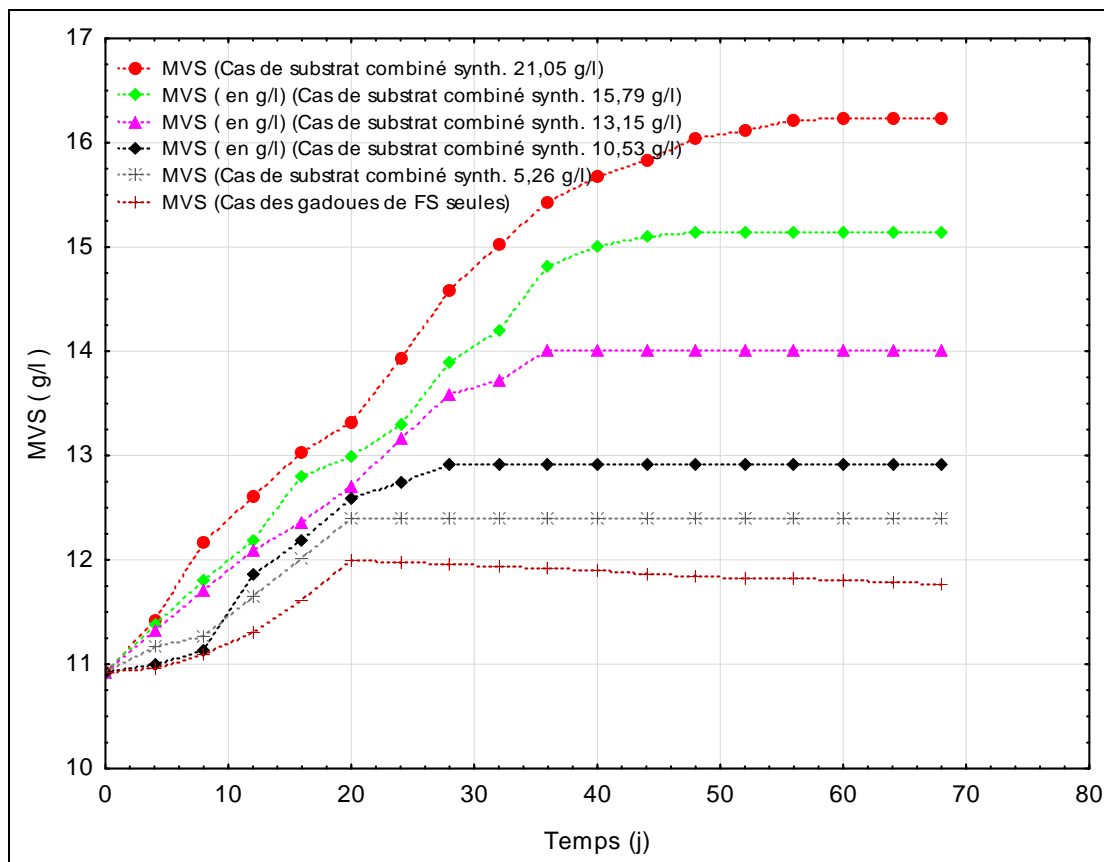


Figure VI.5: Evolution des MVS dans les réacteurs

Ainsi, le taux de croissance (μ) à tout temps "t" a été calculé à partir de la relation (VI.9), déduite de la relation (VI.8) définie par Doran (1995) et qui lie la biomasse au taux de croissance.

$$X = X_0 e^{\mu t} \quad (\text{VI.8})$$

$$\mu_{(\text{au temps } t)} = \frac{1}{t_b} \ln \frac{MVS_{(\text{au temps } t)}}{MVS_{(\text{au temps zéro})}} \quad (\text{VI.9})$$

avec X, X_0 , désignant respectivement la biomasse au temps donné "t" et au temps initial (c.à.d. temps zéro); μ étant le taux de croissance de la biomasse, MVS désignent une forme d'expression de la biomasse; t_b est le temps où l'activité maximale a été observée (ici désignée par la biomasse maximale ou MVS_{max}).

La figure ci-dessous présente à cet effet l'évolution du taux de croissance des biomasses des fosses septiques en fonction du temps lors des essais.

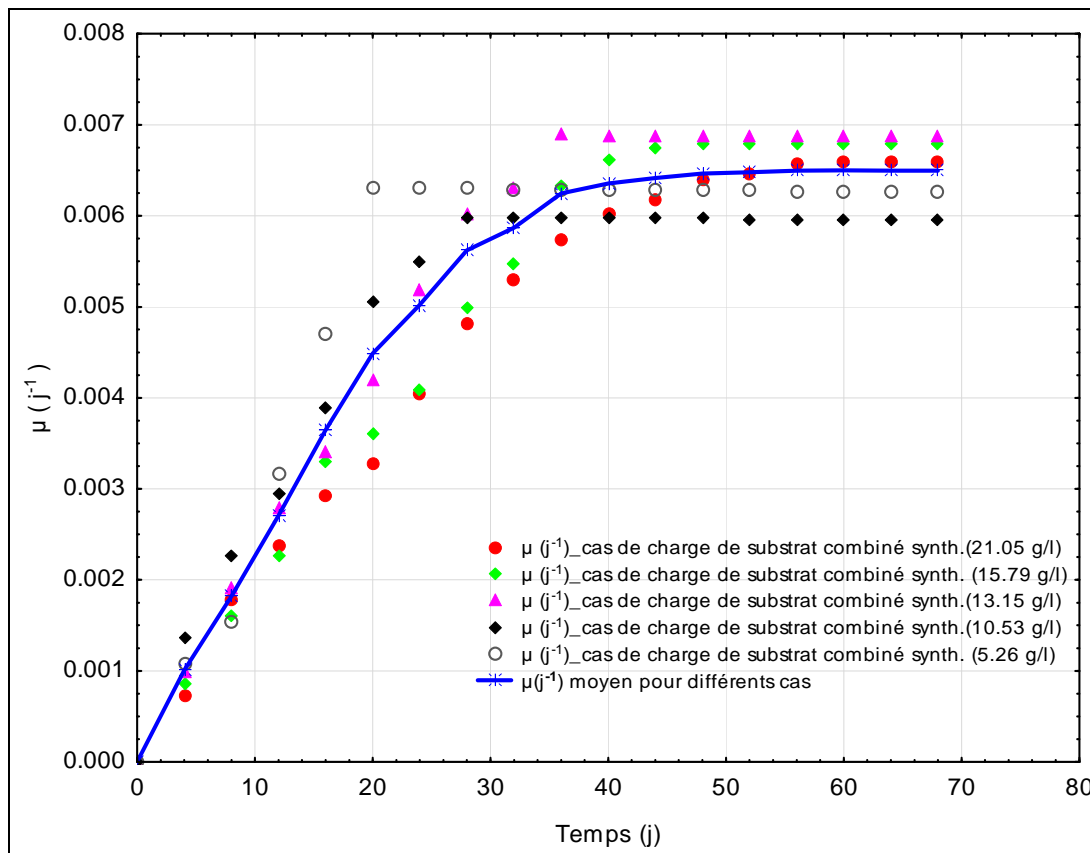


Figure VI.6: Evolution du taux de croissance des biomasses des fosses septiques en fonction du temps lors des essais

De ce constat du comportement de taux de croissance μ , nous déduisons que les biomasses des fosses septiques (X_{FS}) croissent suivant la loi générale de Monod (Eq.VI.10) et dégradent le substrat combiné synthétique (noté ici par " $S_{SC_synthétique}$ ") suivant un modèle pouvant être traduit par l'équation (Eq.VI.11).

$$\frac{dX_{FS}}{dt} = \frac{\mu_{\max,biomasses\ FS} * S_{SC_synthétique}}{K_{s,SC_synthétique} + S_{SC_synthétique}} X_{FS} - k_d X_{FS} \quad (VI.10)$$

$$\frac{dS_{SC_synthétique}}{dt} = -\frac{\mu_{\max,biomasses\ FS} * S_{SC_synthétique}}{Y_{SC_synthétique} * (K_{s,SC_synthétique} + S_{SC_synthétique})} X_{FS} \quad (VI.11)$$

où $\mu_{\max, biomasses\ FS}$ et $K_{s,SC_synthétique}$ désignent respectivement le taux maximum de croissance spécifique et constante de demi-saturation du substrat combiné synthétique; k_d étant le taux de mortalité de la biomasse. $Y_{SC_synthétique}$ représente le taux de conversion de substrat combiné synthétique en biomasse (c'est un paramètre stœchiométrique et a déjà été déterminé auparavant).

A partir des données récoltées lors des essais, il nous appartient de déterminer ces constantes cinétiques ($\mu_{\max, biomasse\ FS}$, $K_{s,SC_synthétique}$ et k_d).

Le taux maximum de croissance spécifique ($\mu_{\max, biomasse\ FS}$) sera déterminé par la méthode des 3points et cela par rapport aux données relatives à des taux de croissance repris sur la Figure VI.6. Déterminer le K_s qui n'est rien d'autre que la concentration en substrat consommé quand le taux de croissance correspond à la moitié du taux maximum de croissance spécifique, revient dans le présent contexte à calculer la concentration du substrat combiné synthétique consommée du temps zéro d'expérimentation jusqu'au temps où le $\mu_{\max}/2$ a été observé. Cela sous-entend que cette concentration correspond à la différence entre la concentration ne provenant que du substrat combiné synthétique initialement engagé dans le réacteur et celle du même substrat enregistré au temps où $\mu_{\max}/2$ a été observé; tout en sachant que cette dernière correspond à la différence de concentration observée entre le cas du réacteur où le substrat y a été engagé et celui du réacteur à blanc (c.à.d. ne contenant que des gadoues des FS seules). Et, comme notre substrat combiné synthétique est soluble, ladite concentration consommée ne provenant que du substrat combiné synthétique (exprimée en g DCO/l) a été calculée à partir des données de la Figure VI.7 ci-dessous relatives à l'évolution des $DCO_{solubles}$ dans les réacteurs.

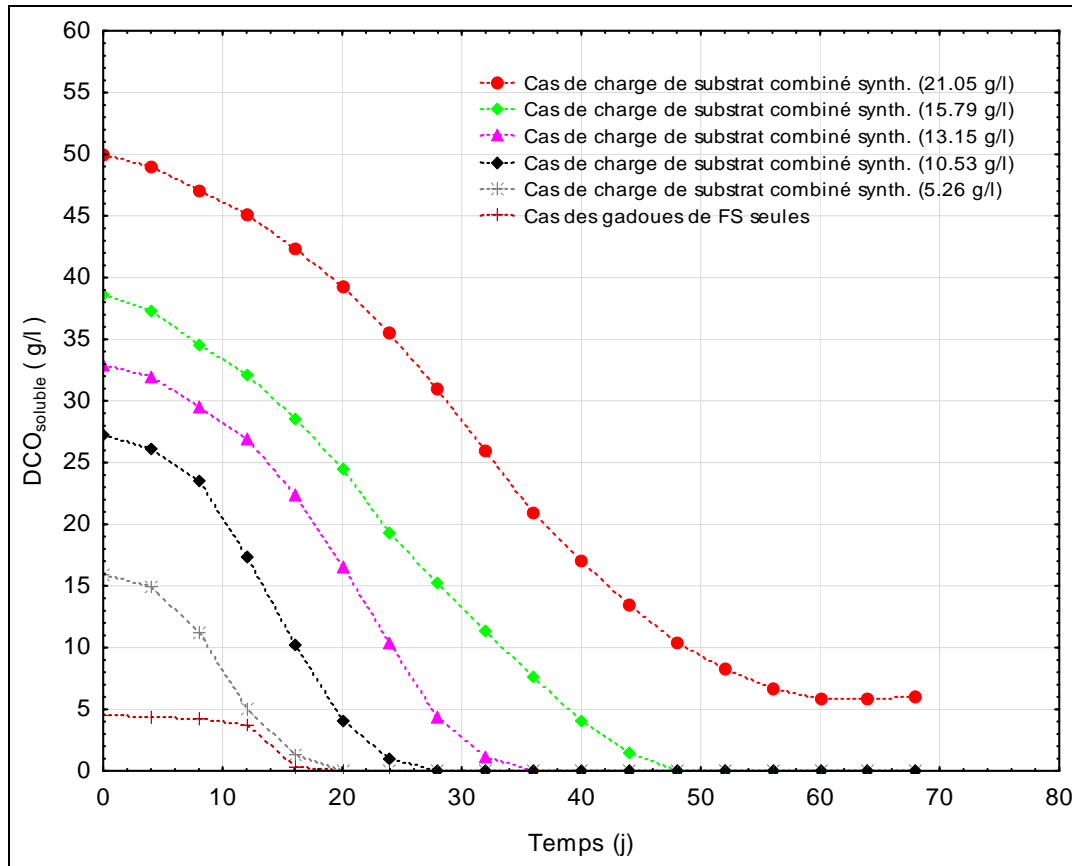


Figure VI.7: Evolution de la $DCO_{soluble}$ dans les réacteurs

En effet, pour le cas où la charge en substrat combiné synthétique était de 21,05 g/l, le μ_{max} expérimental égal à $0,0065789 \text{ j}^{-1}$ a été observé au temps d'activité maximale (aussi appelé "temps de batch") égal à 60 j (cf. Figure VI.6). Le $\mu_{max}/2$ pour ce cas précis a été constaté au temps 20 j où la concentration en substrat combiné synthétique consommée équivaut à 45,32 g DCO/l moins 36,56 g DCO/l, soit $K_s = 8,76 \text{ g DCO/l}$. Et comme le $i_{DCO_{substrat combiné synthétique}}$ est égal à $2,153 \text{ g DCO/g substrat combiné synthétique}$, le K_s exprimé en concentration massique correspond à $4,07 \text{ g/l}$.

Quant au cas où la charge en substrat combiné synthétique était de 15,79 g/l, le μ_{max} expérimental a été observé au temps de batch égal à 48j (cf. Figure VI.6) et équivaut à $0,00678824 \text{ j}^{-1}$. Le $\mu_{max}/2$ a par ailleurs été remarqué au temps 16 j où la concentration en substrat combiné synthétique consommée correspond à 33,99 g DCO/l moins 25,18 g DCO/l, soit $K_s = 8,81 \text{ g DCO/l}$ ou $K_s = 4,09 \text{ g/l}$.

Concernant le cas où la charge en substrat combiné synthétique était de 13,15 g/l, le μ_{max} expérimental équivaut à $0,00689215 \text{ j}^{-1}$ et a été observé au temps de batch égal à 36j (cf.

Figure VI.6). Le $\mu_{\max}/2$ pour ce cas-ci a également été observé au temps 16 j où la concentration en substrat combiné synthétique consommée est égale à 28,31 g DCO/l moins 19,16 g DCO/l, soit $K_s = 9,15$ g DCO/l ou $K_s = 4,25$ g/l.

En outre, pour le cas où la charge en substrat combiné synthétique était de 10,53 g/l, le μ_{\max} expérimental équivaut à $0,00598205 \text{ j}^{-1}$ et a été remarqué au temps de batch égal à 28 j (cf. Figure VI.6). Le $\mu_{\max}/2$ a été constaté au temps 12 j où la concentration en substrat combiné synthétique consommée est égale à 22,67 g DCO/l moins 13,57 g DCO/l, soit $K_s = 9,10$ g DCO/l ou $K_s = 4,23$ g/l.

Enfin, pour le cas où la charge de substrat combiné synthétique était de 5,26 g/l, le μ_{\max} expérimental correspond à $0,00630523 \text{ j}^{-1}$ et a été observé au temps de batch égal à 20 j (cf. Figure VI.6). Le $\mu_{\max}/2$ pour ce cas précis a également été constaté au temps 12 j où la concentration en substrat combiné synthétique consommée est égale à 11,32 g DCO/l moins 1,24 g DCO/l, soit $K_s = 10,08$ g DCO/l ou $K_s = 4,68$ g/l.

Bref, le K_s moyen pour ce substrat combiné synthétique correspond à la moyenne des K_s pour les différents cas et revient donc à 9,18 g DCO/l soit 4,26 g/l en termes de concentration massique.

En ce qui concerne la détermination de μ_{\max} , la méthode de trois points couramment employée dans le calcul d'une asymptote pour une courbe logarithmique (Isaacs & Gaudy, 1968; Edeline, 1992) a été utilisée afin d'éviter une surestimation ou sous-estimation du taux maximum de croissance spécifique (" μ_{\max} "). Et, pour simplifier les calculs, la courbe lissée, correspondante aux taux de croissance moyens (" μ_{moyens} ") en fonction du temps a été exploitée. Un μ_{moyen} observé à tout temps "t" étant dans le présent contexte la moyenne des taux de croissance (" μ ") enregistrés pour différents cas où le substrat combiné synthétique a été engagé lors des essais. En d'autres termes, lorsqu'on ne considère que la valeur maximale observée sur le graphique (ici le taux de croissance maximum moyen " $\mu_{\max \text{ moyen graphique}}$ ") comme valeur réelle de l' asymptote, une erreur est grande de se tromper, entraînant ainsi soit une surestimation ou sous-estimation de la valeur réelle. C'est pour cette raison que des considérations mathématiques simples permettant de calculer l'erreur " δ " faite en adoptant la valeur maximale observée sur le graphique au lieu de la valeur maximale réelle (Eq.VI.12) ont été prises en compte.

$$\mu_{\max \text{ moyen } 3\text{points}} = \mu_{\max\text{moyen graphique}} - \delta \quad (\text{VI.12})$$

Cette erreur " δ " a été déterminée à partir de l'équation (Eq. VI.16), établie sur base des écarts (aussi appelés "déficits") existant entre la valeur réelle de l' asymptote et respectivement trois valeurs des déficits, correspondant à trois points de la courbe, choisis systématiquement. Le premier point $Q_1 (t_1, \mu_{\text{moyen } 1})$ a donc été choisi avant la partie coudée de la courbe (ici il s'agit de la courbe: $\mu_{\text{moyen}} = f(t)$) et le deuxième point $Q_2 (t_2, \mu_{\text{moyen } 2})$ au début du plateau. Les coordonnées du troisième point $Q_3 (t_3, \mu_{\text{moyen } 3})$ découlent des coordonnées des 2 premiers telles que $t_3 = (t_1 + t_2)/2$. Autrement dit, le point $Q_3 (t_3, \mu_{\text{moyen } 3})$ se trouve dans la partie coudée et le $\mu_{\text{moyen } 3}$ de ce point est directement lu sur le graphique car correspondant au temps t_3 . Pour chacun de ces 3 points, on calcule alors les déficits D_{ti} comme suit:

$$D_{t_1} = \mu_{\max\text{moyen graphique}} - \mu_{\text{moyen } 1} \quad (\text{VI.13})$$

$$D_{t_2} = \mu_{\max\text{moyen graphique}} - \mu_{\text{moyen } 2} \quad (\text{VI.14})$$

$$D_{t_3} = \mu_{\max\text{moyen graphique}} - \mu_{\text{moyen } 3} \quad (\text{VI.15})$$

où $\mu_{\text{moyen } i}$ ($i = 1, 2$ et 3) sont les taux moyens de croissance observés aux points $Q_1 (t_1, \mu_{\text{moyen } 1})$, $Q_2 (t_2, \mu_{\text{moyen } 2})$ et $Q_3 (t_3, \mu_{\text{moyen } 3})$; t_1, t_2 et t_3 étant trois valeurs quelconques du temps pour lesquels ces trois points ont été choisis.

Le facteur d'erreur " δ " est alors défini par la relation suivante (Isaacs & Gaudy, 1968):

$$\delta = \frac{(D_{t_1} * D_{t_2}) - D_{t_3}^2}{(D_{t_1} + D_{t_2}) - 2D_{t_3}} \quad (\text{VI.16})$$

De manière concrète par rapport à notre courbe " $\mu_{\text{moyen}} = f(t)$ ", les trois points choisis sont respectivement $Q_1 (t_{32j}, 5,87084.10^{-3} j^{-1})$, $Q_2 (t_{48j}, 6,4662.10^{-3} j^{-1})$ et $Q_3 (t_{40j}, 6,35481.10^{-3} j^{-1})$. Le $\mu_{\max \text{ moyen graphique}}$ étant égal à $6,50035.10^{-3} j^{-1}$, le facteur d'erreur " δ " égale à $8,478.10^{-7} j^{-1}$ a été observé, ce qui a permis de trouver par l'équation (Eq.VI.12), le " $\mu_{\max \text{ moyen réel}}$ " (ou " $\mu_{\max \text{ moyen } 3\text{points}}$ ") qui est égal à $6,4995.10^{-3} j^{-1}$. Nous constatons qu'il est proche de $\mu_{\max \text{ moyen graphique}}$. Et, pour des raisons des valeurs significatives, nous retenons tout simplement que le taux maximum de croissance spécifique " μ_{\max} " équivaut à $0,0065 j^{-1}$.

En outre, la constante de mortalité (k_d) a été calculée en exploitant l'équation (Eq. VI.17) par rapport aux données relatives à l'évolution de la biomasse (exprimée en g MVS/l) reprises sur la Figure VI.5. Cette équation (Eq.VI.17) a été trouvée à partir de l'équation (Eq.VI.10) lorsque le substrat combiné synthétique est totalement épuisé.

$$k_d = \frac{1}{X_{FS}} * \frac{dX_{FS}}{dt} \quad (VI.17)$$

$$= \frac{1}{MVS_{\max \text{ observé}} - MVS_{\text{au temps zéro}}} * \frac{MVS_{\max \text{ observé}} - MVS_{\text{observé au temps de fin des essais}}}{\text{temps}_{\text{de fin des essais}} - \text{temps}_{\text{où MVS max a été observé}}}$$

Par conséquent, la constante $k_{d \text{ moyen}}$ trouvée dans cette étude vaut $0,0001 \text{ j}^{-1}$.

VI.4 Conclusion

Cette étude a été réalisée dans le but de déterminer des constantes cinétiques liées à la dégradation de la biomole du substrat combiné, représentant les eaux usées domestiques (C₂₃H₄₉O₉N) par des biomasses des fosses septiques. Toutefois, faute de produits adéquats à la préparation d'un tel substrat combiné, un autre substrat combiné synthétique (constitué par des produits disponibles sur le marché local) de formule: C₁₄H₂₉O₄N a été utilisée à cet effet. Les résultats ont montré que la croissance des biomasses des fosses septiques lorsqu'elles dégradent ce dernier substrat combiné synthétique, suit la loi de Monod. Les constantes cinétiques qui résultent de cette étude sont les suivantes: (i) le taux maximum de croissance spécifique (μ_{\max}) équivalant à $0,0065 \text{ j}^{-1}$; (ii) la constante de demi-saturation du substrat combiné synthétique égale à $9,18 \text{ g DCO/l}$ ou $4,26 \text{ g/l}$; et (iii) le taux de mortalité correspondant à $0,0001 \text{ j}^{-1}$. De telles informations sont d'importance capitale pour le développement d'un modèle global de fonctionnement des fosses septiques.

Bibliographie

- Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavilin V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. IWA-Publishing, London, 77 p.
- Doran P. M. (1995). *Bioprocess Engineering Principles*. Academic Press Limited, London, pp.439.
- Edeline F. (1992). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration physico-chimique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 283 p.
- Edeline F. (1997). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p.
- Gawande N. A., Reinhart D. R. and Yeh G. T. (2010). Modeling microbiological and chemical processes in municipal solid waste bioreactor, Part II: Application of numerical model BIOKEMOD-3P. *Waste Manage.* **30**(2), 211-8.
- Husain A. (1998). Mathematical models of the kinetics of anaerobic digestion—a selected review. *Biomass and Bioenergy* **14**(5–6), 561-71.
- Isaacs W. P. and Gaudy A. F. (1968). A method for determining constants of first-order reactions from experimental data. *Biotechnol. Bioeng.* **10**(1), 69-82.
- Lyberatos G. and Skiadas I. V. (1999). Modelling of anaerobic digestion- A review. *Global Nest: the Int. J.* **1**(2), 63-76.
- Moletta R. (2008). *La méthanisation*. Lavoisier, Paris, pp.532.
- Rittman B. E. and McCarty P. L. (2001). *Environmental Biotechnology. Principles and applications*. Mcgraw-Hill International Editions, New York, 755 p.
- Vedrenne F. (2007). *Etude des processus de dégradation anaérobie et de production de méthane au cours du stockage des lisiers*. Ph.D. Thesis, Science de l'Environnement, Ecole Nationale d'Agronomie de Rennes, 211 p.

Chapitre VII

**MODELISATION GLOBALE DE FONCTIONNEMENT
DES FOSSES SEPTIQUES SUIVANT LE
FORMALISME DE PETERSEN**

Résumé

Très peu d'études se sont intéressées à la modélisation de fonctionnement des fosses septiques (FS). Cette étude constitue donc une contribution en ce sens, en se donnant comme objectif la construction d'un modèle qui permet de prédire, dans ce type de dispositifs, le comportement dynamique des variables à savoir: les AGV, le CH₄, le carbone inorganique, l'azote inorganique, les biomasses acétogènes, les biomasses méthanogènes acétoclastes et hydrogénéophiles, etc. Le modèle développé a été présenté suivant le formalisme matriciel de Petersen, basé sur des bilans matière incluant les stœchiométries et les cinétiques. Les paramètres stœchiométriques et cinétiques utilisés dans ce modèle ont globalement été déterminés dans les chapitres IV et VI de cette thèse. Les données qui manquaient pour la réussite de la mise en place de ce modèle ont été collectées dans ce chapitre VII. Il s'agit des données relatives aux activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes. Les résultats ont montré que l'activité cinétique des acétogènes est quasi similaire dans la phase des sédiments et dans la phase liquide. Par contre, l'activité cinétique des méthanogènes s'est révélée plus élevée dans la phase des sédiments que dans la phase liquide.

Mot clés: Modélisation; Fosses septiques; Matrice de Petersen; Mesure d'activités; Biomasses acétogènes; Biomasses méthanogènes; Cinétique; Stœchiométrie; Simulations; Logiciel WEST[®]

VII.1 Contexte

A la lumière de la revue de la littérature consultée, il apparaît que peu d'études abordent les questions relatives: (i) à la quantification des activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes dans des fosses septiques; et (ii) à la modélisation globale de fonctionnement de ces dispositifs. Ce septième chapitre décrit d'abord les essais de mesure d'activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes dans les fosses septiques. Il présente ensuite un modèle global de fonctionnement des fosses septiques incluant la cinétique et la stœchiométrie des réactions qui ont lieu dans ce type de dispositifs. Ce modèle est décrit suivant le formalisme matriciel de Petersen et permet de prédire, dans les fosses septiques, le comportement dynamique des variables à savoir: les AGV, le CH₄, le carbone inorganique, l'azote inorganique, etc. Ce Chapitre VII présente également des résultats de simulations de fonctionnement des fosses septiques.

VII.2 Mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes dans les fosses septiques

VII.2.1 Introduction

Cette étude a constaté à travers la revue de la littérature que peu d'études se sont intéressées à l'évaluation des activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes dans des fosses septiques. Néanmoins, quelques études ont été réalisées sur l'activité des bactéries impliquées dans la digestion anaérobie en cas des digesteurs classiques et lagunes anaérobies), (Batstone *et al.*, 2002; Henze *et al.*, 2002; Chaggu, 2004; Effebi, 2008; Henze *et al.*, 2008; Zhao *et al.*, 2009). Ces études ont montré que les vitesses de production et de consommation des AGV (en tant que substrats intermédiaires de la digestion anaérobie) sont fonctions des activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes. Notre étude a considéré que ce constat est également valable pour le cas des biomasses des fosses septiques. Cette étude vise donc à quantifier les vitesses de production et d'élimination des AGV dans les fosses septiques (FS) à travers les essais de mesure d'activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes de ce type de dispositifs.

Afin de faciliter aux lecteurs la compréhension des équations proposées dans ce chapitre, le Tableau VII.1 ci-dessous présente les abréviations utilisées ainsi que leurs significations.

Tableau VII.1 : Liste de quelques abréviations utilisées dans ce chapitre

Abréviation	Signification
FS	Fosses septiques
X_{VFA}	Biomasses acétogènes
$\mu_{max, VFA}$	Taux de croissance maximale pour les biomasses acétogènes
b (ou $k_{mort.}$)	Taux de mortalité
$K_{s, substrat i}$	Constante de demi-saturation pour un substrat i
μ_{VFA}	Taux de croissance des biomasses acétogènes
f (pH, T)	Fonction de pH et de Température
dS_{AGV}/dt	Variation des AGV en fonction du temps
ρ_{AGV}	Production d'acides gras volatils (exprimés en équivalent acétate)
$S_{gluc.}$ et S_{Ac}	Le glucose et l'acétate, utilisés comme substrat
X_{me_ac}	Biomasses méthanogènes acétoclastes
μ_{max, me_ac}	Taux de croissance maximale des biomasses méthanogènes acétoclastes
μ_{me_ac}	Taux de croissance des biomasses méthanogènes acétoclastes
$Y_{substrat}$	Taux de conversion du substrat en biomasses

Lorsque les biomasses acétogènes en provenance des fosses septiques dégradent par exemple le substrat glucose, cette activité cinétique peut être décrite d'une part par la variation de ces biomasses (Equation VII.1) et d'autre part par la variation du taux de production des AGV (Acides gras volatils), (Equation VII.2). Ces AGV étant des produits intermédiaires de la digestion anaérobie et pouvant être exprimés en équivalent acétate.

$$\frac{dX_{VFA}}{dt} = \mu_{max, VFA} \frac{S_{gluc.}}{K_{s, gluc.} + S_{gluc.}} X_{VFA} - bX_{VFA} \quad (VII.1)$$

$$\rho_{AGV} = \frac{dS_{AGV}}{dt} = \frac{\mu_{max, VFA}}{Y_{substrat(gluc.)}} \frac{S_{gluc.}}{K_{s, gluc.} + S_{gluc.}} X_{VFA} \quad (VII.2)$$

Avec $\frac{\mu_{max, VFA}}{Y_{gluc.}} = k_{m, gluc.}$ Ξ vitesse maximale de production des AGV par les biomasses acétogènes à partir du substrat glucose.

En négligeant dans l'équation (Eq.VII.1) le taux de mortalité b et en tenant compte de l'influence du pH et de la température (T), on obtient l'équation (Eq.VII.3) qui exprime le taux de croissance de ces biomasses acétogènes (μ_{VFA}).

$$\mu_{\text{VFA}} = \mu_{\text{max,VFA}} \frac{S_{\text{gluc.}}}{K_{\text{s,gluc.}} + S_{\text{gluc.}}} f(\text{pH}, T) \quad (\text{VII.3})$$

Par ailleurs, lorsqu'on s'intéresse à l'activité cinétique des biomasses méthanogènes acétoclastes, en considérant l'acétate comme seul substrat, l'activité cinétique de ces biomasses méthanogènes acétoclastes peut être décrite à la fois par la variation de ces biomasses (Equation VII.4) et du taux d'élimination des AGV (exprimés en équivalent acétate), (Equation VII.5). L'option de suivi de la formation du méthane n'a pas été prise en compte dans ce cas-ci.

$$\frac{dX_{\text{me_ac}}}{dt} = \mu_{\text{max,me_ac}} \frac{S_{\text{Ac}}}{K_{\text{s,Ac}} + S_{\text{Ac}}} X_{\text{me_ac}} - bX_{\text{me_ac}} \quad (\text{VII.4})$$

$$- \rho_{\text{AGV}} = - \frac{dS_{\text{AGV}}}{dt} = - \frac{\mu_{\text{max,me_ac}}}{Y_{\text{substrat(Ac)}}} \frac{S_{\text{Ac}}}{K_{\text{s,Ac}} + S_{\text{Ac}}} X_{\text{me_ac}} \quad (\text{VII.5})$$

Avec $\frac{\mu_{\text{max,me_ac}}}{Y_{\text{Ac}}} = k_{m,Ac} \equiv$ vitesse maximale d'élimination des AGV par les biomasses méthanogènes acétoclastes à partir du substrat acétate. Le signe $-$ qui apparaît dans l'équation indique qu'il s'agit de consommation.

En négligeant dans l'équation (Eq.VII.4) le taux de mortalité b et en tenant compte de l'influence du pH et de la température (T), on obtient l'équation (Eq.VII.6) qui exprime cette fois-ci, le taux de croissance des biomasses méthanogènes acétoclastes ($\mu_{\text{me_ac}}$):

$$\mu_{\text{me_ac}} = \mu_{\text{max,me_ac}} \frac{S_{\text{Ac}}}{K_{\text{s,Ac}} + S_{\text{Ac}}} f(\text{pH}, T) \quad (\text{VII.6})$$

Dans ces deux types d'activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes acétoclastes, les constantes cinétiques μ_{max} , b et K_{s} renseignent sur la vitesse de conversion des substrats par ces biomasses. Un substrat très facilement assimilable par les bactéries a, d'après Doran (1995), un K_{s} inférieur que celui d'un substrat difficilement assimilable. En

d'autres termes, si deux substrats (à K_s différents) sont engagés dans des processus biologiques (digestion anaérobie par exemple), celui à K_s élevé prend plus de temps pour atteindre l'état stationnaire que celui dont le K_s est petit (Doran, 1995). Par contre, lorsqu'un substrat a un μ_{max} élevé, il prend moins de temps pour atteindre l'état stationnaire (Doran, 1995; Pommier, 2003).

Les activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes acétoclastes des fosses septiques ont été déterminées sur base d'un principe selon lequel elles varient en fonction de la teneur initiale en substrat (glucose ou acétate) et en biomasses (X_{VFA} , X_{me_ac}).

De ce fait, des simulations théoriques de comportement dynamiques des substrats (glucose ou acétate) et des biomasses ont d'abord été faites à partir des données de la littérature (Batstone *et al.*, 2002; Henze *et al.*, 2008; Zhao *et al.*, 2009) afin de bien définir à priori, un intervalle de temps entre deux prises d'échantillons dans les réacteurs lors des essais proprement dits. La définition à priori de cet intervalle de temps permet d'éviter non seulement un épuisement inutile du milieu réactionnel (au cas où les échantillons seraient prélevés sur des intervalles de temps très courts), mais également d'éviter une perte d'information sur la partie intéressante de la courbe.

VII.2.2. Méthodologie des essais de mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes

VII.2.2.1 Simulations théoriques d'élimination d'acétate par les biomasses méthanogènes

L'élimination d'un substrat pendant un processus biologique est de façon générale basée sur un principe selon lequel une partie de celui-ci sert à former des nouvelles cellules de biomasse (réaction anabolique) tandis qu'une autre partie intervient dans une formation des co-produits de réaction (réaction catabolique). De cela, on déduit que dans une telle étude d'évaluation d'activité cinétique bactérienne, un suivi simultané de l'évolution des biomasses et du substrat apporte d'informations utiles dans la gestions des bioréacteurs.

VII.2.2.1.1 Evolution des biomasses méthanogènes acétoclastes

Au temps quelconque t_i , le taux de croissance des biomasses méthanogènes acétoclastes traduit par l'équation (Eq.VII.6) peut également s'écrire comme suit:

$$\mu_{me_ac(t_i)} = \mu_{max, me_ac} \frac{S_{Ac(t_i)}}{K_{s,Ac} + S_{Ac(t_i)}} f(pH, T) \quad (VII.7)$$

La variation de ces biomasses étant de façon générale exprimée sous forme de l'équation (Eq.VII.8), (Doran, 1995).

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - b)X \quad (VII.8)$$

Etant donné que μ est très largement supérieur à b (Doran, 1995), b peut être négligé dans l'équation (Eq.VII.8). Celle-ci prend alors la forme suivante:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (VII.9)$$

Après intégration de cette équation (Eq.VII.9) en posant $X = X_0$ et $t = t_i$, on obtient au temps t_i , une nouvelle équation (Eq.VII.10) qui permet de quantifier ces biomasses.

$$X_{(t_i)} = X_0 \cdot e^{\mu_{(t_i)} \Delta t} \quad (VII.10)$$

Lorsqu'on reconsidère le taux de mortalité de ces biomasses (b), l'équation (Eq.VII.10) se redéfinit comme suit:

$$X_{(t_i)} = X_0 \cdot e^{(\mu_{(t_i)} - b) \Delta t} \quad (VII.11)$$

Partant de cette équation (Eq. VII.11), on déduit qu'au temps $t_i + 1$, les biomasses méthanogènes acétoclastes peuvent être quantifiées à l'aide de l'équation (Eq.VII.12) ci-dessous.

$$X_{me_ac(ti+1)} = X_{me_ac(ti)} e^{[\mu_{(ti+1)} - b](t_{i+1} - t_i)} \quad (VII.12)$$

$$\text{Avec } \mu_{(ti+1)} = \mu_{\max} \frac{S_{Ac(ti)}}{K_{s,Ac} + S_{Ac(ti)}} (t_{i+1} - t_i) f(pH, T) \quad (VII.13)$$

VII.2.2.1.2 Evolution du substrat acétate

Dans le milieu réactionnel, une partie de substrat est utilisée par les biomasses présentes pour la formation des nouvelles cellules méthanogènes acétoclastes au moment où une autre partie intervient dans la réaction catabolique pour la production de biogaz via la consommation d'acétate. De ce fait, l'équation (Eq.VII.5) qui exprime les deux phénomènes a servi de base pour l'élaboration de l'équation qui permet de quantifier à tout temps t_i , le substrat disponible dans le milieu. Lorsque dS et dt sont respectivement substitués par ΔS et Δt , l'équation (Eq.VII.5) se définit désormais comme suit:

$$\Delta S_{Ac} = - \frac{X_{me_ac}}{Y_{substrat(Ac.)}} \mu_{\max, me_ac} \frac{S_{Ac}}{K_{s,Ac} + S_{Ac}} \Delta t \quad (VII.14)$$

Au temps $t + \Delta t$, l'évolution du substrat peut alors s'écrire de la manière suivante:

$$S_{Ac(t+\Delta t)} = S_{Ac(t)} + \Delta S_{Ac(\Delta t)} \quad (VII.15)$$

Par analogie, au temps t_{i+1} , cette évolution du substrat peut s'écrire comme suit:

$$S_{Ac(ti+1)} = S_{Ac(ti)} - \frac{X_{me_ac(ti)}}{Y_{substrat(Ac)}} \mu_{(ti+1)} (t_{i+1} - t_i) \quad (VII.16)$$

Ainsi, ces équations (Eq.VII.12, Eq.VII.13 et Eq.VII.16) ont servi de base pour l'estimation de l'intervalle de temps entre deux prises d'échantillons dans les réacteurs lors des essais de mesure d'activité cinétique de ces biomasses méthanogènes. Dans cette étude, les réacteurs sont soumis en mode de fonctionnement batch. Les données de la littérature (paramètres cinétiques et stœchiométriques; voir Tableau VII.2) ont alors servi de support de base pour ces simulations théoriques. Autrement dit, cette détermination de l'intervalle de temps entre deux prises d'échantillons, constitue le but principal de ces simulations théoriques.

Tableau VII.2: Valeurs des paramètres utilisés pour l'estimation de l'intervalle de temps entre deux prises d'échantillons dans les réacteurs batch (cas d'élimination d'acétate)

Paramètre	Nom	Valeur	Référence
μ_{\max, me_ac}	Taux de croissance maximale pour les biomasses méthanogènes	0,3 j ⁻¹	(Batstone <i>et al.</i> , 2002; Henze <i>et al.</i> , 2008)
	acétoclastes	0,0125 h ⁻¹	
$K_{S,AC}$	Constante de demi-saturation pour l'acétate	0,48 kgDCO.m ⁻³	(Batstone <i>et al.</i> , 2002)
		450 mg.l ⁻¹	
Y_{Ac}	Rendement de conversion d'acétate en biomasses	0,05 gDCO/gDCO	(Batstone <i>et al.</i> , 2002; Zhao <i>et al.</i> , 2009); Cette thèse
		0,038 mgMVS/mgAc	
b (ou $k_{mort.}$)	Taux de mortalité	0,001h ⁻¹	(Batstone <i>et al.</i> , 2002)

Dans ces simulations réalisées, cette étude tient compte que les réacteurs fonctionnent en conditions anaérobies (à pH et température constant) et qu'ils sont alimentés au temps de début de l'expérience, de quantité fixe de biomasse (soit 50 mg/l) et des quantités variables d'acétate. Les résultats obtenus à cet effet sont représentés à la section VII.3.

VII.2.2.2 Simulations théoriques de production des AGV par les biomasses acétogènes

Dans ces simulations, cette étude considère que lorsque les biomasses acétogènes dégradent le substrat glucose, une partie de ce substrat sert à la production d'AGV (exprimés en acétate) au moment où une autre partie participe à la formation des nouvelles cellules de biomasses. Afin de favoriser la production de ces AGV, le pH du milieu réactionnel au début de l'expérience doit être aux environs de pH6 (pH optimal pour ce type de biomasses),(Rajbhandari *et al.*, 2007).

Ainsi, l'équation qui traduit cette production d'AGV à partir du substrat glucose est celle déjà mise en évidence auparavant (Eq.VII.3). Au temps t_i , cette équation s'écrit de la manière suivante:

$$\rho_{AGV(t_i)} = \frac{\mu_{\max,VFA}}{Y_{gluc.}} \frac{S_{gluc.(t_i)}}{K_{s,gluc.} + S_{gluc.(t_i)}} X_{VFA(t_i)} \quad (VII.18)$$

$$\text{Avec } S_{gluc.(t_i)} = S_{gluc.(t_{i-1})} - \frac{X_{VFA(t_{i-1})}}{Y_{gluc.}} \mu_{\max,VFA} \frac{S_{gluc.(t_{i-1})}}{K_{s,gluc.} + S_{gluc.(t_{i-1})}} (t_i - t_{i-1}) \quad (VII.19)$$

$$\text{Et } X_{\text{VFA}(t_i)} = X_{\text{VFA}(t_{i-1})} e^{[\mu_{\text{max,VFA}} \frac{S_{\text{gluc.}(t_{i-1})}}{K_{\text{s,gluc.}} + S_{\text{gluc.}(t_{i-1})}] (t_i - t_{i-1})]} \quad (\text{VII.20})$$

Par conséquent, l'évolution des biomasses acétogènes ($X_{\text{VFA}(t_i)}$), du substrat glucose ($S_{\text{gluc.}(t_i)}$) et des AGV ($\rho_{\text{AGV}(t_i)}$) a été déterminée en exploitant ces équations (Eq.VII.18, Eq.VII.19 et Eq.VII.20) ainsi que les valeurs des paramètres repris dans le Tableau VII.3. Du fait que le taux de croissance spécifique maximale des biomasses acétogènes est beaucoup plus élevé que celui des biomasses méthanogènes, nous avons considéré lors de ces simulations que les biomasses acétogènes peuvent être au temps de début de l'expérimentation à 10 mg/l.

Tableau VII.3 : Valeurs des paramètres utilisés pour l'estimation de l'intervalle de temps entre deux prises d'échantillons dans les réacteurs batch (cas de production d'AGV à partir du substrat glucose)

Paramètre	Nom	Valeur	Source
$\mu_{\text{max, VFA}}$	Taux de croissance maximale pour les biomasses acidogènes	7,20 j ⁻¹	(Batstone <i>et al.</i> , 2002)
		0,3 h ⁻¹	
$K_{\text{S,gluc.}}$	Constante de demi-saturation pour le glucose	0,022 kgDCO.m ⁻³	(Batstone <i>et al.</i> , 2002)
		20,6 mg.l ⁻¹	
$Y_{\text{gluc.}}$	Rendement de conversion du glucose en biomasses	0,14 gDCO/gDCO	(Batstone <i>et al.</i> , 2002), Cette thèse
		0,105 mgMVS/mg gluc.	
b(ou k_{mort.})	Taux de mortalité	-	-

Les résultats des simulations pour ce cas d'activité des biomasses acétogènes sont présentés à la section VII.3.

VII.2.2.3 Echantillonnage et essais de mesure proprement dits des activités des biomasses acétogènes et méthanogènes

Les biomasses dans une fosse septique étant réparties à la fois dans la phase liquide et dans la phase des sédiments, les essais de mesure des activités cinétiques liées à ces biomasses ont été effectués dans les deux phases (phase des sédiments et phase liquide). Par ailleurs, ces essais ont été réalisés en Belgique du fait qu'au moment de ces essais, la bourse d'étude qui me permettait de faire les déplacements vers le Burundi (terrain d'application de ce projet de

thèse) était déjà finie. En réalité, ces essais devraient être réalisés sur ce terrain d'application (Burundi). Les essais de mesure des activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes des fosses septiques (cas de Belgique) visent donc à quantifier l'activité cinétique liée à ces biomasses. Cette activité cinétique a alors été prise en compte dans le modèle global de fonctionnement de fosse septique. Les substrats utilisés dans les essais sont respectivement le glucose et l'acétate de sodium. Pour le cas de mesure d'activité cinétique des biomasses méthanogènes, l'acétate de sodium a été engagé dans les réacteurs à des concentrations variables à savoir: 2000 mg/l, 3000 mg/l et 4000 mg/l. Et, lors des essais de mesure d'activité cinétique des biomasses acétogènes, le substrat glucose a été introduit dans les réacteurs à des concentrations également variables: 3000 mg/l, 6000 mg/l et 9000 mg/l.

VII.2.2.3.1 Essais de mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes: Dans la phase des sédiments

Les biomasses utilisées dans ces essais ont été puisées dans une fosse septique (FS) d'une maison unifamiliale (à Recogne-Belgique). Ainsi, 20 litres d'échantillons ont été prélevés (au niveau la phase des sédiments) et acheminés au laboratoire. Ces échantillons ont en outre été centrifugés à 3000 tours pendant 25 minutes afin de concentrer les biomasses utiles aux mesures d'activités cinétiques. Les biomasses obtenues par cette technique de séparation ont été rincées deux fois de suite dans un liquide physiologique (NaCl à 9 g/l) puis centrifugées de nouveau. Le culot constitué de biomasses a été récupéré pour les essais proprement dits. Lorsque les essais n'étaient pas réalisés immédiatement, ce culot était conservé dans un flacon contenant de milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies (voir la composition au Tableau IV.1 du Chapitre IV). Ce flacon était également fermé hermétiquement afin d'éviter la contamination des biomasses par l'oxygène et placé dans une chambre froide à 4 °C. Pendant les essais de mesure d'activités cinétiques des biomasses acétogènes et méthanogènes acétoclastes dans la phase des sédiments, 25 ml de culot constitué de biomasses bactériennes ont été placés dans chacun des réacteurs (de 1l) réservés à cet effet. Dans chacun de ces réacteurs, un milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies a été ajouté suivant les proportions de 5% (v/v). L'alimentation en substrat a été réalisée en variant les concentrations telle que précisée dans la section précédente (VII.2.2.3). Sachant que les fosses septiques fonctionnent en conditions anaérobies, l'azote gazeux a été introduit afin de chasser l'oxygène présent éventuellement dans le volume mort du réacteur. Au temps de début des essais, 40 ml d'échantillon ont été

prélevés (dans chacun des réacteurs) pour la mesure des MVS et AGV. La mesure des MVS au temps de début de l'expérience se justifie par le fait que l'activité est généralement exprimée en fonction de cette grandeur. Ces essais ont été réalisés à température de 20°C. L'évolution des AGV a été suivie dans ces conditions expérimentales, toutes les 12 heures (pendant 12 jours) en cas des essais d'activité cinétique des biomasses méthanogènes acétoclastes. En cas des essais d'activité cinétique des biomasses acétogènes par contre, les mesures des AGV ont été effectuées toutes les heures pendant 8h. Les AGV ont été dosés par la chromatographie en phase gazeuse (GC). Les MVS ont été mesurés par la méthode classique (APHA *et al.*, 1998). Pour éviter la surpression dans les flacons (de 1l) utilisés comme réacteurs (cas des essais d'activité cinétique des biomasses méthanogènes), des bouchons septum ont été employés. Dans chacun des flacons, une aiguille était enfoncée dans le bouchon septum et un des bouts d'un tuyau (Tygon[®]) était raccordé à cette aiguille. L'autre bout du tuyau plongeait dans une solution piège (c.à.d. saturée en NaCl et acidifiée à pH₂) afin de garder les conditions anaérobies dans le milieu réactionnel. L'activité proprement dite est calculée sur base de la pente de la régression linéaire de production ou de consommation des AGV et de la quantité des MVS au temps de début de l'expérience. En d'autres termes, la pente de cette régression s'interprète comme étant équivalente à l'activité cinétique par heure pour la totalité des biomasses qui se trouvaient dans le réacteur au temps de début des essais. Cette activité peut également être exprimée par rapport à 1 mg de biomasse et par heure, en divisant cette pente par la quantité des MVS au temps de début des essais. Cette dernière activité peut aussi être convertie par mg et par jour, en multipliant celle-ci par 24. Lorsqu'on désire exprimer cette activité en gDCO d'AGV(en équivalent acétate).gMVS⁻¹.j⁻¹, on fait la conversion en ayant recours à i_{DCO, CH_3COOH} qui est égal à 1,07 gDCO/g de CH₃COOH. L'activité peut également être exprimée en gDCO d'AGV(en équivalent acétate). gDCO⁻¹ de MVS. j⁻¹. Dans ce cas, on tient compte de i_{DCO} des biomasses bactériennes qui est égal à 1,42 gDCO/g de biomasses bactériennes. Les biomasses bactériennes étant quantifiées sous forme des MVS dans le domaine de traitement des eaux usées.

VII.2.2.3.2 Essais de mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes: Dans la phase liquide

Les biomasses réparties en phase liquide ont été prélevées dans la même fosse septique de la maison familiale (à Recogne-Belgique) afin d'évaluer leur activité dans cette colonne d'eau. A cet effet, vingt autres litres d'échantillons prélevés dans la phase liquide (c.à.d. entre l'écume et les sédiments) ont été acheminés au laboratoire. Nous précisons que cet échantillonnage a été réalisé avant celui qui a eu lieu dans la phase des sédiments afin d'éviter d'apporter des biomasses des sédiments dans la phase liquide. Pendant les essais au laboratoire, 200 ml d'échantillons de la phase liquide ont directement été introduits comme source de biomasse dans chacun des réacteurs (de 1 l). Ces échantillons de la phase liquide n'ont pas subi de centrifugation, que cela soit en cas des essais de mesure d'activités cinétiques des biomasses acétogènes ou des biomasses méthanogènes acétoclastes. Toutes les étapes méthodologiques observées en cas d'activité dans la phase des sédiments (section VII.2.2.3.1), ont également été prises en compte dans ce cas-ci. Au temps de début des essais, 40 ml d'échantillon ont été prélevés (dans chacun des réacteurs) pour la mesure des MVS et AGV. De même que pour le cas d'étude dans la phase des sédiments, l'activité est déterminée sur base la pente de la régression linéaire de production ou consommation des AGV et des MVS au temps de début des essais. La méthodologie d'interprétation décrite dans la section VII.2.2.3.2 relative au cas d'activité cinétique dans la phase des sédiments, s'applique également en cas d'activité cinétique dans la phase liquide.

Par ailleurs, il convient de préciser qu'une caractérisation des effluents prélevés à l'entrée, au dedans et à la sortie de la fosse septique qui nous a fourni des biomasses bactériennes, a également été réalisée. Quelques paramètres comme DCO_{brute} ; DCO_{sol} ; DBO_5 ; MES ; MVS ; conductivité ; pH ; N_{tot} ; COT ; alcalinité, NH_4^+ ; PO_4^{3-} et AGV ont d'ailleurs été mesurés avant ces essais de mesure d'activités. Ces données sont indispensables pour l'évaluation des rendements de ces fosses septiques. Lors des simulations à l'aide du logiciel West[®], les valeurs des paramètres mesurés dans les effluents d'entrée de cette fosse septique ont été considérées comme des variables d'entrée du modèle de fosse septique (MFS/DDA³). Le volume utile de la fosse septique en vrai grandeur, la surface utile de décantation, la profondeur utile, le temps de séjour hydraulique, la capacité de stockage des boues et le débit sont également nécessaires pour la modélisation d'un tel système biologique. Toutes ces données ont par ailleurs été fournies dans le premier chapitre intitulé revue bibliographique.

³ MFS/DDA: Modèle de Fosse Septique tenant compte de la Décantation et de la Digestion anaérobie

VII.3 Résultats et discussions

VII.3.1 Simulations théoriques d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes

Les résultats se rapportant au cas des essais de mesure d'activités cinétiques des biomasses méthanogènes ont été obtenus en exploitant les Equations (Eq.VII.12, Eq.VII.13, Eq.VII.16) et les valeurs des paramètres repris dans le Tableau VII.2. Quant aux résultats se rapportant au cas des essais de mesure d'activités cinétiques des biomasses acétogènes, ils ont été obtenus en exploitant les équations (Eq.VII.18, Eq.VII.19, Eq.VII.20) et les valeurs des paramètres repris dans le Tableau VII.3. Les données relatives aux variables $X_{me_ac(t_i+1)}$, $S_{Ac(t_i+1)}$, $S_{gluc.(t_i+1)}$, $\rho_{AGV(t_i+1)}$ et $X_{AGV(t_i+1)}$ ont préalablement été calculées sur des feuilles Excel avant d'être portées en graphiques. Vu la quantité importante de ces données, certaines d'entre elles sont seulement présentées en **Annexe VII.1** en guise d'exemple.

A. Cas d'activités des biomasses méthanogènes

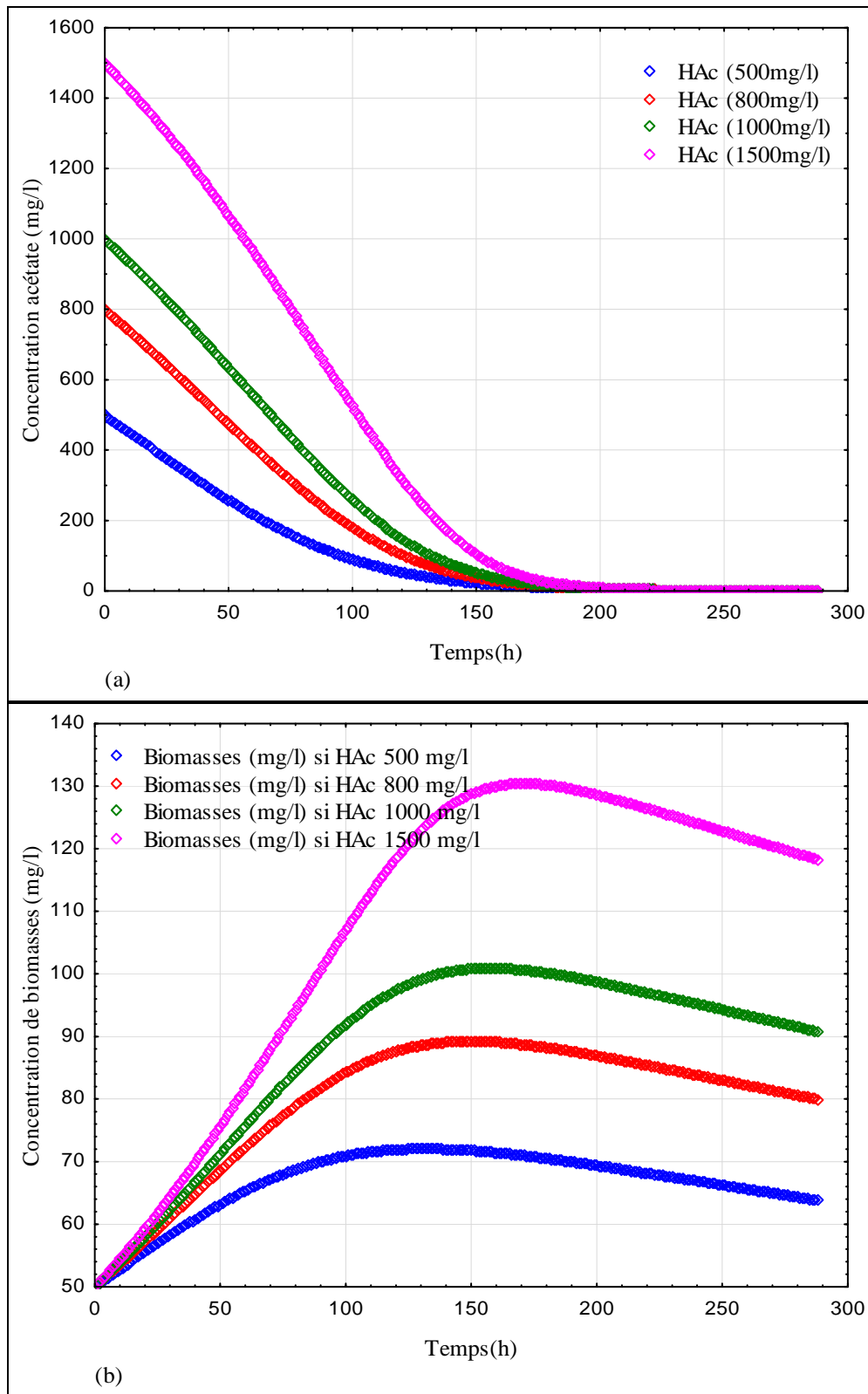


Figure VII.1(a) & (b): (a) Simulation d'élimination d'acétate (HAc) par les biomasses méthanogènes acétoclastes et (b) Simulation de formation des nouvelles cellules méthanogènes acétoclastes si la concentration initiale en biomasses = 50 mgMVS/l ; $[HAc]_i$ variant entre 500 mg/l à 1500 mg/l ; $pH=7$; $T^\circ = 20^\circ C$

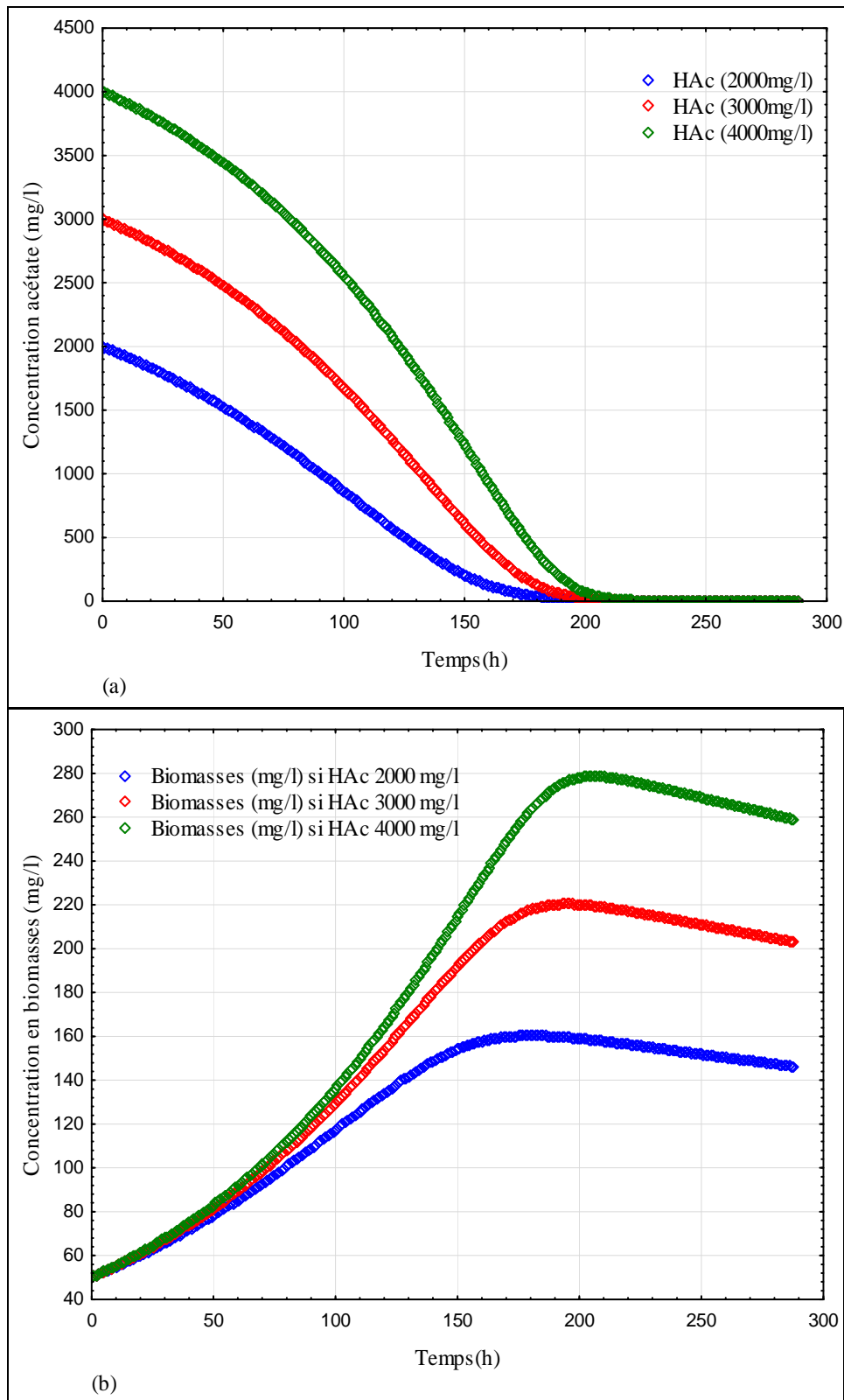


Figure VII.2(a)& (b): (a) Simulation d'élimination d'acétate(HAc) par les biomasses méthanogènes acétoclastes et (b) Simulation de formation des nouvelles cellules méthanogènes acétoclastes si la concentration initiale en biomasses = 50 mgMVS/l ; [HAc]_i variant entre 2000 mg/l à 4000 mg/l; pH=7 ; T° = 20°C)

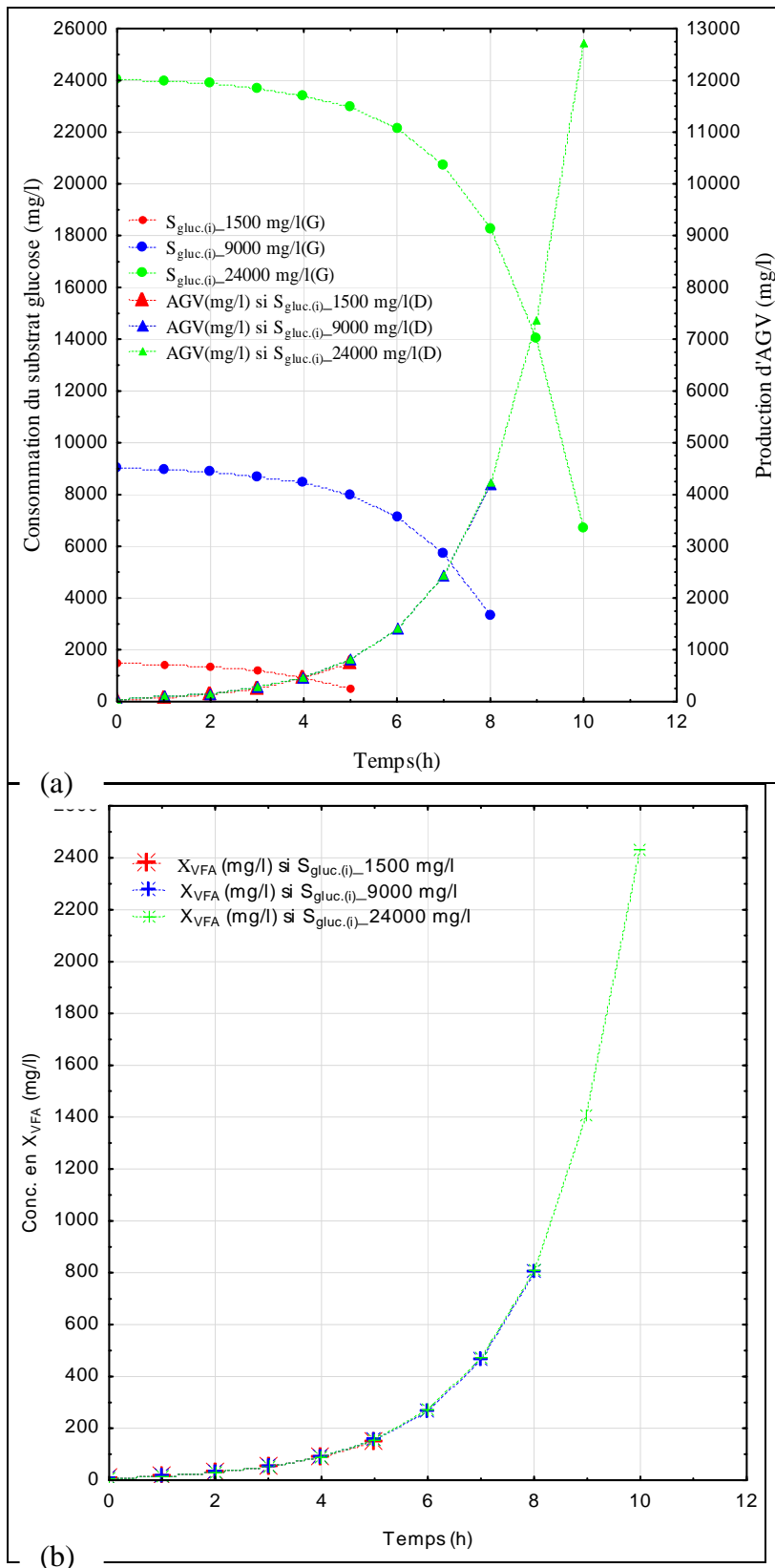
Ces résultats montrent que la concentration des AGV (exprimés en acétate) diminue avec le temps jusqu'à une valeur nulle après environ 200 h (Figures VII.1(a) et VII.2(a)). Cela relève de l'action des biomasses présentes dans le milieu réactionnel qui consomment l'acétate comme leur source d'alimentation (Figures VII.1(b) et VII.2(b)). Sachant que le substrat a été introduit dans le réacteur à une concentration bien définie, ces biomasses méthanogènes l'utilisent jusqu'à ce que le milieu s'appauvrisse totalement en acétate.

Les résultats de ces simulations montrent que si un réacteur de 1l est utilisé dans les conditions similaires, les mesures peuvent s'effectuer toutes les 12h pendant 8 premiers jours en prélevant 40 ml d'échantillon. De la courbe de formation des biomasses en outre (Figures VII.1(b) et VII.2(b)), il apparaît qu'au delà du temps pour lequel le substrat s'épuise, le taux de mortalité peut être déterminé. A cet effet, l'équation (Eq.VII.17) ci-dessous peut être exploité.

$$X_{me_ac(t_i)} = X_{me_ac(t_0)} e^{(\mu(t_i) - b)(\Delta t)} \quad (VII.17)$$

En analysant ces résultats de simulation d'élimination d'acétate et de formation des biomasses méthanogènes acétoclastes, le constat est tel qu'à même quantité de biomasses fixe (au temps de début des essais), mais à concentration en substrat (acétate) variable, celui-ci s'épuise après presque le même temps (environ 8,33 jours). En d'autres termes, si le taux de mortalité doit également être déterminé, c'est mieux de faire les mesures toutes les 12 heures pendant 9 jours et dans ce cas, aucune information ne peut être perdue. Cependant, les résultats des simulations montrent qu'une différence s'observe au niveau des pentes des courbes d'élimination d'acétate (voir Figures VII.1(a) et VII.2(a)). Cela prouve que l'activité cinétique des biomasses méthanogènes varie en fonction de la concentration en substrat (acétate) à dégrader. L'interprétation de la régression de la partie linéaire de ces courbes de consommation d'acétate en fonction du temps permet donc de déterminer l'activité cinétique des biomasses méthanogènes acétoclastes.

B. Cas d'activités des biomasses acétogènes



Figures VII.3(a) & (b) : (a) Simulation d'élimination de glucose et de production d'AGV en équivalent acétate; (b) Simulation de formation des nouvelles cellules acétogènes; si respectivement la concentration initiale en biomasses ($X_{VFA}_i = 10$ mgMVS/l ; $[glucose]_i = 1500, 9000$ et 24000 mg/l; à pH 6 et $T^\circ = 20^\circ C$)

De ces simulations relatives à l'élimination du substrat glucose, la production d'acétate et la formation des biomasses acétogènes, il en résulte que l'augmentation de la quantité de substrat fait croître le temps pour atteindre l'activité cinétique maximale de ces biomasses acétogènes. Cette étude a constaté qu'un minimum de 5h et un maximum de 10h sont nécessaires pour que les quantités de glucose variant entre 1500 mg/l et 24000 mg/l s'épuisent dans le milieu réactionnel. Au début des essais, le pH doit être égal à pH6 afin de quantifier de manière correcte les AGV produits (exprimés en acétate). Les échantillons doivent alors être prélevés toutes les heures pendant 10h (une période d'expérimentation choisie pour ne rien perdre comme information).

En conditions des essais proprement dits, les activités cinétiques des biomasses acétogènes ont alors été déterminées par l'interprétation de la partie linéaire de la courbe de production d'acétate en fonction du temps.

VII.3.2 Caractéristiques des gadoues, effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique ayant fournie les biomasses bactériennes acétogènes et méthanogènes

Les caractéristiques physicochimiques des gadoues, effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique ayant fournie les biomasses bactériennes acétogènes et méthanogènes sont résumées dans les Tableaux VII.5 et VII.6. Les valeurs de chacun des paramètres mesurés en entrée et sortie ont permis de calculer le rendement épuratoire de la fosse septique. Les rendements épuratoires par rapport à la température et au pH n'ont pas été calculés car ces paramètres sont des indicateurs dont les valeurs ne donnent qu'une indication de l'état de la fosse septique.

Tableau VII.5: Caractéristiques des gadoues, effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique (FS) ayant fournie les biomasses bactériennes acétogènes et méthanogènes.

Désignation	Effluent d'entrée	Gadoues de FS	Effluent de sortie	Rendement épuratoire (R_{var_i} *) (en %)
Température (°C)	22,4	22,4	22,4	-
pH	8,1	7,2	7,6	-
Conductivité ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	890	2960	743	16,52
DCO_brute (mg/l)	790	17315	278	64,8
DCO_soluble (mg/l)	316	3460	170	46,2
DCO_particulaire (mg/l)	474	13855	108	77,2
DBO ₅ _brute (mg/l)	367	6130	146	60,2
DBO ₅ _soluble (mg/l)	150	970	85	43,30
DBO ₅ _particulaire (mg/l)	217	5160	61	71,88
MES (mg/l)	421	10740	73	82,66
MVS (mg/l)	337	8160	53	84,27
NH ₄ ⁺ (mg/l)	44	610	38	13,64
TAC (mg/l de HCO ₃ ⁻)	195,06	2440	78,34	40,16
COT (mg/l)	254	5750	93	63,40
N_total (mg/l)	59	830	51	13,56
Phosphore total (mg/l)	25	130	14	44,00

*: R_{var_i} : Rendement épuratoire de la fosse septique par rapport au paramètre i.

Le rendement épuratoire (R_{var_i}) a été calculé à l'aide de la formule: $\eta = [(S_0 - S)/S_0] * 100$ où η exprime le rendement épuratoire; S_0 et S désignent la quantité de pollution (exprimée par rapport au paramètre i) respectivement dans l'effluent d'entrée et de sortie de la fosse septique. De ce Tableau VII.5, il apparaît que les rendements de DBO₅ et DCO_{brute} (équivalant respectivement à 60,2 et 64,8 %) se rapprochent de ceux publiés par Philip *et al.* (2008), justifiant ainsi une nécessité d'un dispositif de traitement d'effluent de fosse septique. Ces résultats du tableau VII.5 ont également permis de déterminer les ratios entre certains paramètres (Tableau VII.6). Ces ratios (notamment ceux caractéristiques d' effluent d'entrée de la fosse septique) ont ensuite servi de base pour estimer, par rapport à l'équivalent habitant déterminé dans cette thèse (c.à.d. 117,08 gDCO/EH/j et 138,75 gDCO/EH/j, respectivement pour le Burundi et la Belgique), les fractions solubles, particulières globale et décantables ainsi que les fractions décantables ou non de DBO₅, MES et MVS (Tableau VII.7). Les détails par rapport à la façon dont les estimations ont été faites sont présentés en **Annexe VII.2**.

Tableau VII.6: Ratios entre certains paramètres caractéristiques des effluents d'entrée et de sortie de la fosse septique (FS) ayant fournies les biomasses acétogènes et méthanogènes, (échantillonnage et analyses réalisés en Belgique).

Ratio	Effluent d'entrée de FS	Effluent de sortie de FS
$DCO_{part.}/MES$	1,13	1,48
$DCO_{part.}/MVS$	1,41	2,04
$DBO_5_{part.}/MES$	0,52	0,84
$DBO_5_{part.}/MVS$	0,64	1,15
$DBO_5_{part.}/DCO_{part.}$	0,46	0,56
$DCO_{soluble}/DCO_{brute}$	0,4	0,61
$DCO_{part.}/DCO_{brute}$	0,60	0,39
$DBO_5_{part.}/DBO_5_{brute}$	0,59	0,42
$DBO_5_{soluble}/DBO_5_{brute}$	0,41	0,58
$DCO_{brute}/Bicarbonate$	4,05	3,55
$DCO_{brute}/N-NH_4^+$	17,95	7,32

Tableau VII.7: Détails des fractions de DCO, DBO₅, MES et MVS relatives à l'équivalent habitant déterminé au chapitre II de la présente thèse

Les valeurs de concentration n'étant pas entre parenthèses se réfèrent au cas de la Belgique où le volume de rejet d'eaux usées est évalué à 180 l.EH⁻¹.j⁻¹ et celles entre parenthèses correspondent au cas du Burundi où le volume de rejet d'eaux usées est évalué à 100 l.EH⁻¹.j⁻¹. Certaines de ces caractéristiques (les DCO) seront utilisées lors des simulations.

Désignation	Charge polluante (g.EH ⁻¹ .j ⁻¹)	Concentration (mg/l)
DCO_{brute}	138,75 (117,08)	770,8 (1170,08)
$DCO_{soluble}$	55,5(46,83)	308,3 (468,3)
$DCO_{particulaire (globale)}$	83,25 (70,25)	462,5 (702,5)
$DCO_{particulaire (décantable)}$	63,81 (57,18)	354,5 (571,8)
DBO_5_{brute}	64,63 (54,53)	359,05 (545,3)
$DBO_5_{soluble}$	26,50 (22,38)	147,22 (223,8)
$DBO_5_{particulaire (globale)}$	38,13(32,175)	211,83 (321,75)
$DBO_5_{particulaire (décantable)}$	27,15(24,045)	150,83 (240,45)
MES (globales)	73,67(62,17)	409,2 (621,7)
MES (décantables)	60,53(49,03)	336,27(490,3)
MVS (globales)	59,04(49,82)	328 (498,2)
MVS (décantables)	49,5(41,92)	275 (419,2)
Azote total = Azote Kjeldhal	10,6	58,88
$N-NH_4^+$	7,73	42,9
Phosphore total	4,41	24,5
Bicarbonate (en équivalent HCO₃⁻)	34,2	190

Par rapport aux variables $DCO_{\text{particulaire}}$, $DBO_5_{\text{particulaire}}$, MES et MVS, seules les fractions décantables de ces variables seront prises en compte dans la partie consacrée aux simulations sur West[®]. La différence entre les fractions globales et décantables, pour chacun des variables, représente les fractions non décantables. En d'autres termes, les fractions non décantables se retrouvent dans l'effluent de sortie.

VII.3.3 Essais proprement dits de mesure d'activités des biomasses acétogènes et méthanogènes

Pour rappel, l'activité cinétique des biomasses acétogènes ou méthanogènes aussi bien dans la phase liquide que dans la phase des sédiments a été calculée, dans chacun des cas, sur base de la pente de la régression linéaire de production ou de consommation des AGV et de la quantité en MVS au temps de début de l'expérimentation. Ces MVS étaient identiques en cas des essais d'activité cinétique des biomasses acétogènes ou méthanogènes dans la phase des sédiments, soit 126,3 mg MVS/l. Et, comme chaque flacon utilisé avait pour capacité volumique d'un litre, le flux en MVS était pour chaque cas de 126,3 mg de MVS. Par contre, en cas d'activité qui a lieu en phase liquide, les MVS au début de l'expérimentation étaient de 53,5 mg MVS/l, soit un flux de 53,5 mg de MVS.

A. Activité des biomasses acétogènes

Les Figures VII.4 (a₁, a₂ et a₃) présentent l'évolution de la production d'AGV lors de l'activité cinétique des biomasses acétogènes dans la phase des sédiments. Les Figures VII.4 (b₁, b₂ et b₃) quant à elles, présentent l'évolution de la production d'AGV lors de l'activité cinétique de ces mêmes biomasses acétogènes dans la phase liquide. Les indices "1, 2 et 3" indiquent que le substrat "glucose" était engagé dans les essais respectivement dans l'ordre de 3g/l, 6g/l et 9g/l. A partir des résultats repris par les Figures VII.4 (a₁, a₂ et a₃) et VII.4 (b₁, b₂ et b₃), les activités cinétiques y associées ont été calculées et sont résumées pour ce cas des biomasses acétogènes dans le Tableau VII.8.

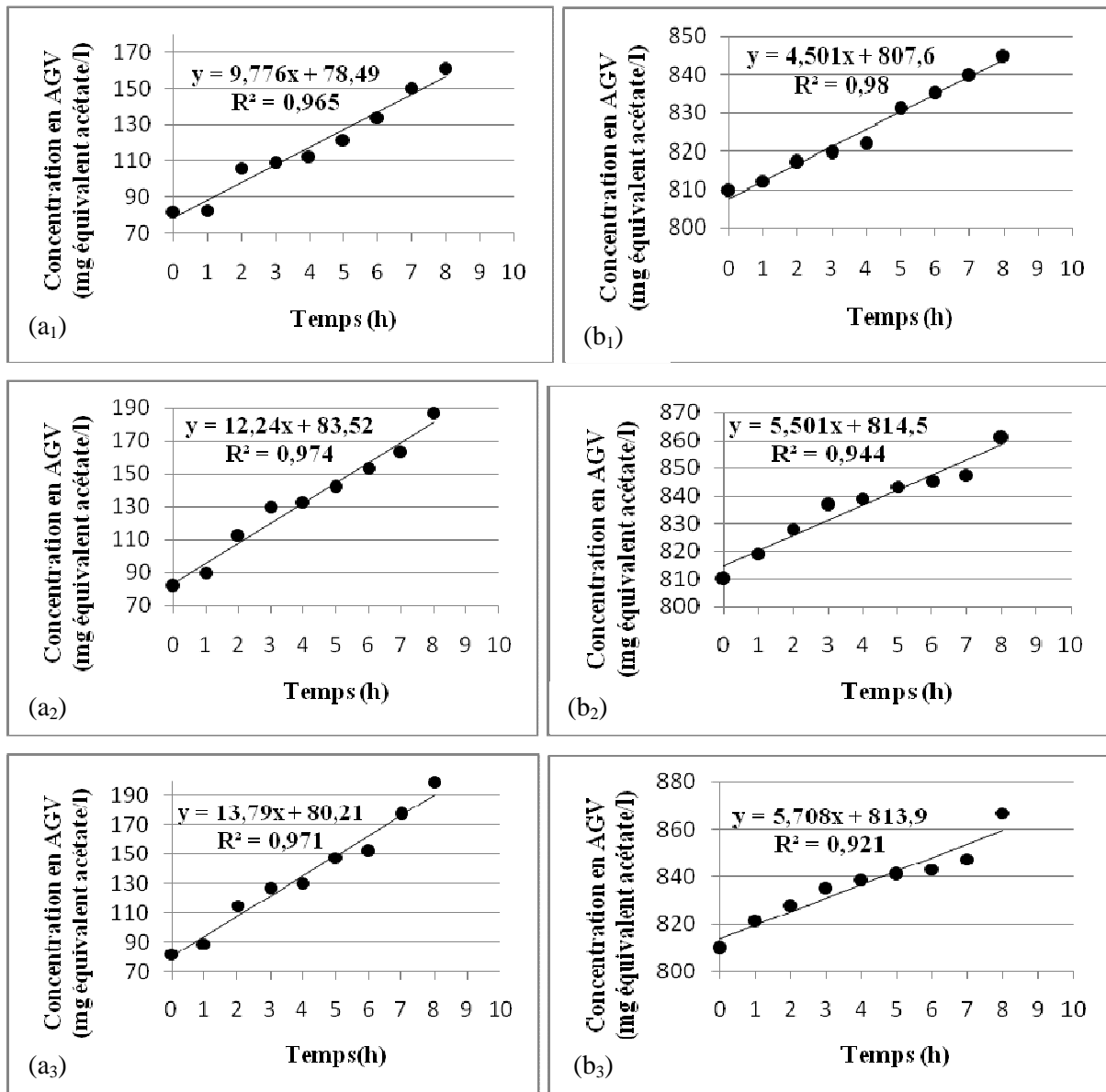


Figure VII.4: Production d'AGV pendant l'activité des biomasses acétogènes respectivement dans les sédiments (a₁, a₂ et a₃) et dans la phase liquide (b₁, b₂ et b₃).

Tableau VII.8: Activités cinétiques des biomasses acétogènes respectivement dans la phase des sédiments et phase liquide de la fosse septique

Désignation	Phase où se réalise l'activité	Substrat	Code de la Figure exploitée	Concentration substrat (g/l)	Activités		
					Par rapport à la totalité des MVS au temps zéro (mg HAc.l ⁻¹ .h ⁻¹)	Exprimées en gDCO de HAc. g ⁻¹ de MVS. j ⁻¹	Exprimées en gDCO de HAc. gDCO ⁻¹ de MVS. j ⁻¹
Biomasses acétogènes	Dans la phase des sédiments	Glucose	Fig. a ₁	3	9,776	1,99	1,40
Biomasses acétogènes	Dans la phase des sédiments	Glucose	Fig. a ₂	6	12,24	2,49	1,75
Biomasses acétogènes	Dans la phase des sédiments	Glucose	Fig. a ₃	9	13,79	2,8	1,97
Biomasses acétogènes	Dans la phase liquide	Glucose	Fig. b ₁	3	4,501	2,16	1,52
Biomasses acétogènes	Dans la phase liquide	Glucose	Fig. b ₂	6	5,501	2,64	1,86
Biomasses acétogènes	Dans la phase liquide	Glucose	Fig. b ₃	9	5,708	2,74	1,93

[En cas des essais d'activité cinétique des biomasses acétogènes dans la phase des sédiments, les MVS au temps zéro = 126,3 mg MVS/l. Et, en cas des essais d'activité cinétique des mêmes biomasses acétogènes dans la phase liquide, les MVS au temps zéro = 53,5 mg MVS/l). Chaque flacon utilisé avait pour capacité volumique, un litre. HAc désigne les AGV produits (exprimés en équivalent acétate)].

De ce Tableau VII.8, il apparaît que l'activité cinétique des biomasses bactériennes acétogènes augmente avec l'augmentation de la concentration en substrat. Le constat a été observé pendant la phase des sédiments et la phase liquide. Par ailleurs, les résultats montrent que dans les fosses septiques, l'activité cinétique des biomasses bactériennes acétogènes est quasi similaire dans la phase des sédiments et la phase liquide. Ceci pourrait s'expliquer par la solubilisation et la gazéification qui ont lieu dans les sédiments grâce à la synergie des biomasses bactériennes acétogènes et méthanogènes. En d'autres termes, les bulles de gaz produits dans la phase des sédiments pendant la méthanogénèse, entraînent dans leur ascension des particules de boues (biomasses bactériennes) qui ensemencent la phase liquide. Vu que dans la revue de la littérature, les données relatives à l'activité cinétique des biomasses bactériennes dans les fosses septiques manquent, nous sommes dans l'impossibilité de confronter nos résultats avec ceux des autres études. Cependant, si nos résultats (Tableau VII.8) sont comparés avec ceux trouvés par Effebi (2008) en cas de lagune anaérobie, nous constatons que l'activité cinétique des biomasses bactériennes acétogènes est beaucoup élevée dans les fosses septiques que dans les lagunes anaérobies. Nous précisons que Effebi (2008) avait trouvé 0,138 gDCO/gMVS/j (en phase liquide quand le substrat glucose était 1,5 g/l) et 0,086 gDCO/gMVS/j (en phase des sédiments quand le substrat glucose était 1,5 g/l).

L'activité cinétique des biomasses acétogènes publiée par Henze *et al.* (2002) variait entre 0,426 et 0,994 gDCO/gMVS/j, en cas des lagunes anaérobies et pendant la phase des sédiments. Ces valeurs sont également inférieures à celles trouvées dans notre cas particulier de fosses septiques (Tableau VII.8).

B. Activité des biomasses méthanogènes

Les Figures VII.5 (c_4 , c_5 et c_6) présentent l'évolution de consommation des AGV lors de l'activité cinétique des biomasses méthanogènes dans la phase des sédiments. Par contre, les Figures VII.5 (d_4 , d_5 et d_6) présentent l'évolution de consommation des AGV lors de l'activité cinétique de ces mêmes biomasses méthanogènes dans la phase liquide. Les indices "4, 5 et 6" indiquent que le substrat "acétate de sodium" était engagé dans les essais respectivement dans l'ordre de 2g/l, 3g/l et 4g/l. A partir des résultats repris par les Figures VII.5 (c_4 , c_5 et c_6) et VII.5 (d_4 , d_5 et d_6), les activités cinétiques y associées ont été calculées et sont résumées pour ce cas des biomasses méthanogènes dans le Tableau VII.9.

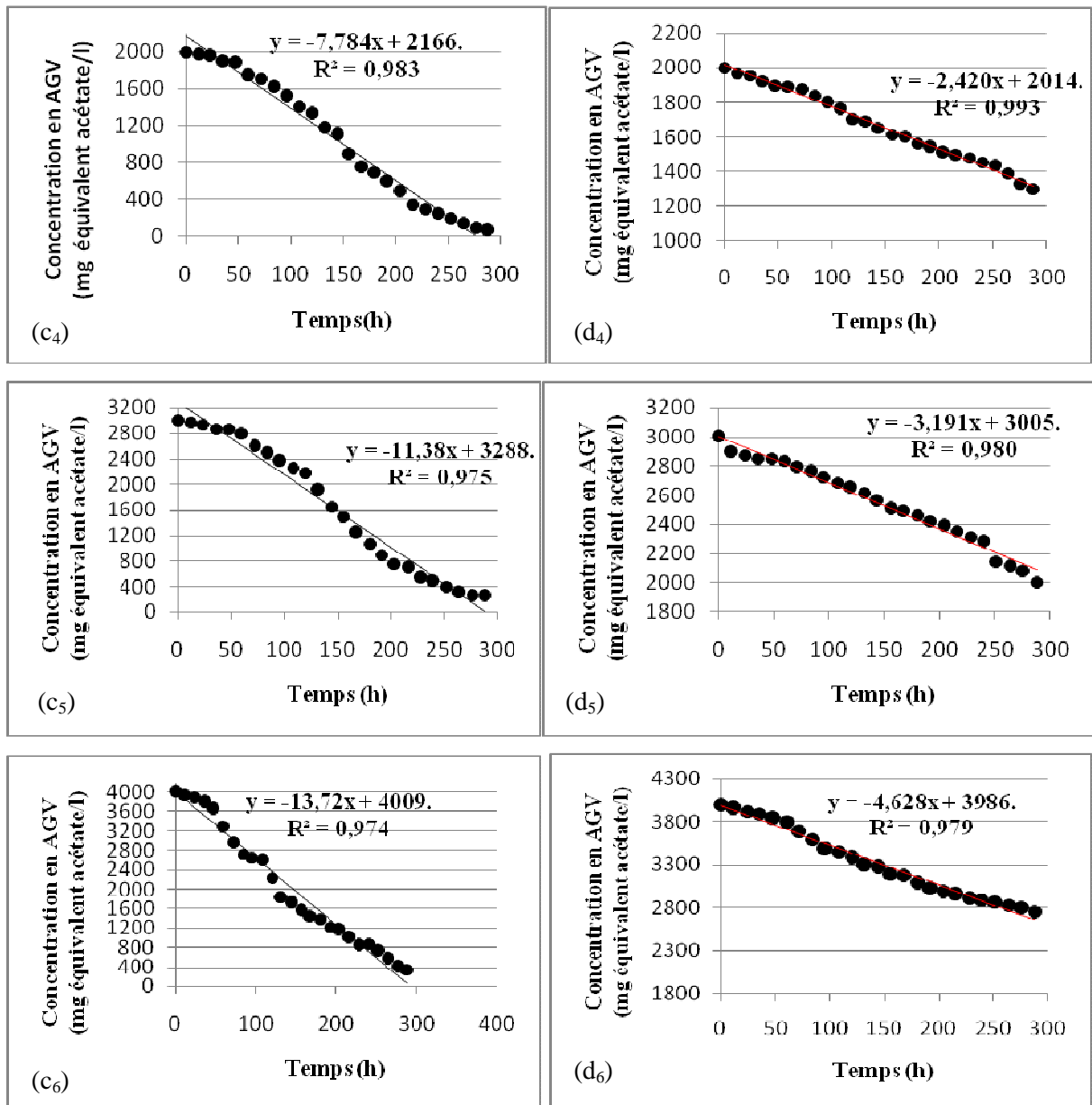


Figure VII.5: Consommation d'AGV pendant l'activité des biomasses méthanogènes respectivement dans les sédiments (c₄, c₅ et c₆) et dans la phase liquide (d₄, d₅ et d₆).

Tableau VII.9: Activités cinétiques des biomasses méthanogènes respectivement dans la phase des sédiments et phase liquide de la fosse septique

Désignation	Phase où se réalise l'activité	Substrat	Code de la Figure exploitée	Concentration substrat (g/l)	Activités		
					Par rapport à la totalité des MVS au temps zéro (mg HAc.l ⁻¹ .h ⁻¹)	Exprimées en gDCO de HAc. g ⁻¹ de MVS. j ⁻¹	Exprimées en gDCO de HAc. gDCO ⁻¹ de MVS. j ⁻¹
Biomasses méthanogènes	Dans la phase des sédiments	Acétate de sodium	Fig. c ₄	2	7,784	1,58	1,11
Biomasses méthanogènes	Dans la phase des sédiments	Acétate de sodium	Fig. c ₅	3	11,38	2,31	1,63
Biomasses méthanogènes	Dans la phase des sédiments	Acétate de sodium	Fig. c ₆	4	13,72	2,79	1,96
Biomasses méthanogènes	Dans la phase liquide	Acétate de sodium	Fig. d ₄	2	2,42	1,16	0,82
Biomasses méthanogènes	Dans la phase liquide	Acétate de sodium	Fig. d ₅	3	3,191	1,53	1,08
Biomasses méthanogènes	Dans la phase liquide	Acétate de sodium	Fig. d ₆	4	4,628	2,22	1,56

[En cas des essais d'activité cinétique des biomasses méthanogènes dans la phase des sédiments, les MVS au temps zéro = 126,3 mg MVS/l. Et, en cas des essais d'activité cinétique des mêmes biomasses méthanogènes dans la phase liquide, les MVS au temps zéro = 53,5 mg MVS/l). Chaque flacon utilisé avait pour capacité volumique, un litre. HAc désigne les AGV consommés (exprimés en équivalent acétate)].

A l'instar des biomasses bactériennes acétogènes, il apparaît que l'activité cinétique des biomasses bactériennes méthanogènes augmente avec l'augmentation de la concentration en substrat (Tableau VII.9). Dans des fosses septiques, nos résultats montrent que l'activité cinétique des biomasses méthanogènes est plus élevée dans la phase des sédiments que dans la phase liquide. La comparaison de nos résultats avec ceux des autres études ayant travaillé sur l'activité cinétique des biomasses bactériennes dans les fosses septiques, est impossible car de telles données sont indisponibles dans la revue de la littérature. Néanmoins, si nous comparons, dans la phase des sédiments, nos résultats avec ceux publiés par Henze *et al.* (2002) en cas des lagunes anaérobies (0,994-2,13 gDCO/gMVS/j quand l'acide acétique était utilisé comme substrat dont les concentrations n'ont pas été communiquées), nous remarquons que l'activité cinétique des biomasses méthanogènes dans la phase des sédiments est presque similaire dans les deux types d'installations (fosses septiques et lagunes anaérobies). Les valeurs trouvées par Effebe (2008) en cas de lagune anaérobie étant 0,064 gDCO/gMVS/j (en phase liquide quand l'acide acétique était utilisé comme substrat à 0,1 g/l) et 0,074 gDCO/gMVS/j (en phase des sédiments quand l'acide acétique était utilisé comme substrat à 0,1 g/l).

VII.3.4. Présentation du modèle de fosse septique (F.S) tenant compte de la décantation et de la digestion anaérobie de la matière organique (MFS/DDA)

Le modèle global de fonctionnement de fosse septique qui est présenté ici, tient compte de la décantation et de la digestion anaérobie de la matière organique. Il a été nommé "MFS/DDA" et permet de prédire le comportement dynamique des variables (AGV, CH_4 , Carbone inorganique, azote inorganique, biomasses acétogènes et méthanogènes, etc.) dans ce type de dispositifs. Ce modèle tient d'ailleurs compte de la "biomole du substrat complexe" représentant les flux entrant dans les fosses septiques ainsi que les stœchiométries et cinétiques des réactions y associées. Par ailleurs, ce modèle global de fonctionnement de fosse septique (MFS/DDA) s'inspire du modèle modifié «Anaerobic Digestion Model n°1» (ADM1) (Batstone *et al.*, 2002; Ramirez *et al.*, 2009; Harerimana, 2011) et du modèle de lagunage anaérobie développé par Effebi (2008). La Figure VII.6 ci-dessous présente la proposition de ce modèle de fosse septique sous sa forme schématique.

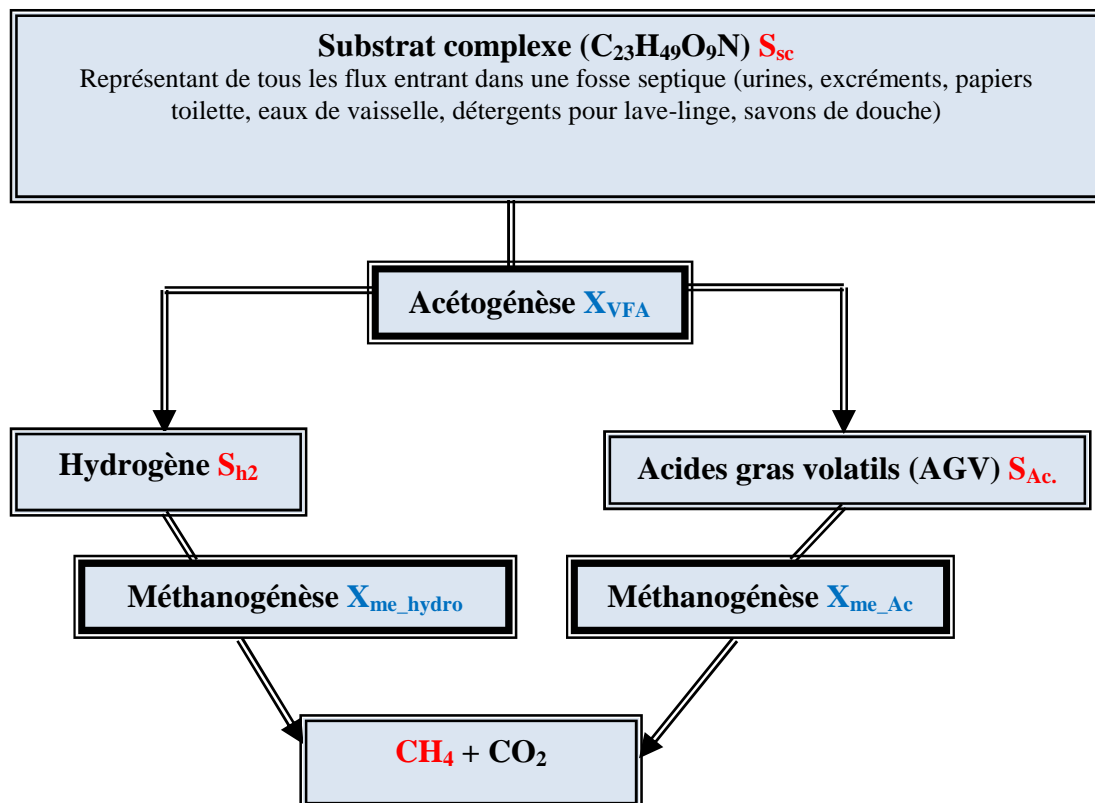


Figure VII.6: Représentation schématique du modèle global de fonctionnement de fosse septique (MFS/DDA)

VII.3.4.1 Description et principes de base du modèle MFS/DDA

Le modèle global de fonctionnement de fosse septique (MFS/DDA) qui est proposé dans cette étude, est un modèle simple qui comprend trois processus et trois populations bactériennes décrits comme suit:

1. Dégradation de la "biomole du substrat complexe" par les biomasses acétogènes en produisant des AGV d'une part et de l' H_2 d'autre part;
2. Dégradation des AGV par les biomasses méthanogènes acétoclastes;
3. Dégradation de l' H_2 par les biomasses méthanogènes hydrogénophiles.

D'après la revue de la littérature consultée, les principes de base d'un modèle de fonctionnement d'un réacteur biologique sont la stœchiométrie et la cinétique des réactions qui s'y déroulent (Husain, 1998; Lyberatos & Skiadas, 1999; Batstone *et al.*, 2002; Gawande *et al.*, 2010). Dans le contexte de ce modèle de fonctionnement de fosse septique (MFS/DDA), la stœchiométrie a été développée au Chapitre IV du même document et la cinétique à son tour a été présentée au chapitre VI (cas de la biomole de substrat complexe) et dans ce septième chapitre (cas d'évaluation des activités des biomasses acétogènes et méthanogènes).

VII.3.4.2 Méthode matricielle de présentation du modèle MFS/DDA

Le formalisme matriciel de Petersen (1965) a été adopté pour décrire simultanément les stœchiométries et cinétiques des processus mis en œuvre dans ce modèle MFS/DDA. Un tel formalisme offre comme avantage, une mise en évidence d'une corrélation entre les constituants de ce modèle, ce qui permet d'écrire et de vérifier les équations de bilan des réactions qui ont lieu dans ce genre de réacteur biologique.

Par ailleurs l'approche du groupe « IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes » a été exploitée pour identifier les éléments constitutifs de la matrice de ce modèle MFS/DDA (Batstone *et al.*, 2002). Voici en quelques étapes comment la matrice de ce modèle MFS/DDA a été construite:

La première étape concerne l'identification des composés pertinents intervenant dans ce modèle. Par convention, les constituants particuliers sont désignés par le symbole **X** et les composants solubles sont symbolisés par **S**.

➤ **Les composants particuliers :**

Ceux-ci correspondent respectivement aux matières en suspension (MES), (exprimés sous forme de $DCO_{\text{particulaire}}$) et aux composants particuliers exprimant la biomasse. En effet, lorsque le substrat arrive dans la fosse septique sous forme des MES, une grande partie de ces particules est retenue dans la fosse septique par le phénomène de décantation et de flottation et une fine partie se trouve dans la colonne liquide. Toutes ces particules sont soumises aux étapes de la digestion anaérobie. Elles sont représentées dans ce modèle MFS/DDA par le symbole X_{SC} .

Les biomasses des fosses septiques étant mixtes, le symbole X_{VFA} a été utilisé pour désigner les biomasses acétogènes tandis que les symboles X_{me_ac} et X_{me_h2} ont été utilisés pour désigner respectivement les biomasses méthanogènes acétoclastes et hydrogénophiles. Les particules inertes sont désignés dans le modèle par le symbole X_i . Lorsque la dégradation de la cellulose provenant essentiellement des papiers toilette est considéré à part, ce substrat est désignée dans la matrice par $X_{cellulose}$.

➤ **Les composants solubles :**

Un substrat complexe représentant tous les flux entrant dans des fosses septiques a été utilisé dans ce modèle et la notation S_{SC} a été adoptée pour ce genre de substrat. En phase de fermentation acide, ce substrat complexe produit des acides gras volatils qui finissent tous à se convertir en acétate. Pour ce faire, l'acétate qui est considéré comme représentant de tous les AGV, a été désigné deuxième composant soluble. Le symbole S_{Ac} a alors été adopté pour le représenter. L'hydrogène est également produit pendant cette phase et il a été représenté dans ce modèle MFS/DDA par S_{h2} . Le méthane produit au cours de la fermentation méthanique a été représenté par le symbole S_{CH4} . Le dioxyde de carbone et l'azote ammoniacal ont respectivement été représentés dans ce modèle MFS/DDA par S_{CO2} et S_{N-NH4^+} . Les solubles inertes à leur tour ont été symbolisés par S_I . L'alcalinité étant simulée dans ce modèle MFS/DDA par la molécule de bicarbonate (HCO_3^-), le symbole S_{HCO3^-} a été utilisé à cet effet. Les molécules d'eau et de gaz ammoniac ont respectivement été symbolisées par S_{H2O} et S_{N-NH3} . Lorsqu'on ne s'intéresse qu'à étudier de la dégradation de la cellulose (provenant essentiellement des papiers toilette), il faut tenir compte que celle-ci s'hydrolyse d'abord en glucose " S_{gluc} " puis se convertisse en AGV.

Dans ce modèle MFS/DDA, tous les composants solubles ayant une réponse positive au test DCO, ont été exprimés en équivalent DCO tandis que ceux n'ayant pas de réponse au test DCO ont été exprimés en mole/l. L'index i a été attribué aux principaux composés intervenant dans ce modèle MFS/DDA. En d'autres termes, ces composés sont placés à la deuxième ligne de la matrice qui représente ce modèle.

La deuxième étape vise à identifier les principaux processus biologiques qui se déroulent dans des fosses septiques. A cet effet, la croissance et la décroissance des biomasses, entraînant alternativement la formation et l'élimination des produits de réactions, ont permis de définir ces processus. L'index j a alors été attribué à ces processus qui dans ce modèle MFS/DDA, sont numérotés de 1 à 9. Ces processus sont placés dans la matrice de ce modèle à la deuxième colonne.

La troisième étape consiste à intégrer l'aspect cinétique dans le modèle MFS/DDA. De ce fait, les expressions cinétiques des réactions qui ont lieu dans les fosses septiques sont symbolisées par ρ_j et sont placées dans la dernière colonne de la matrice de ce modèle. Cette thèse a constaté que la cinétique des réactions dans les fosses septiques obéit à loi de Monod, ce qui fait que les expressions cinétiques ρ_j correspondant aux processus j_3, j_4, j_5 et j_6 (voir la matrice plus loin), sont du type cinétique de Monod.

Les constantes cinétiques qui caractérisent ce modèle MFS/DDA sont placées dans le coin inférieur droit de la dernière colonne de la matrice. Par ailleurs, il convient de préciser que les activités des biomasses intervenant dans ce modèle MFS/DDA sont décrites par: (i) la consommation du substrat; (ii) la formation des produits des réactions; (iii) la croissance bactérienne; et (iv) la mortalité bactérienne. Les unités des paramètres cinétiques et stœchiométriques utilisées dans ce modèle MFS/DDA sont reprises dans le Tableau VII.10 ci-dessous.

Tableau VII.10: Paramètres cinétiques et stœchiométriques utilisés dans la matrice du modèle MFS/DDA

Symbole	Description	unités
μ_{\max}	Taux de croissance maximal spécifique	j^{-1}
$k_{m, \text{substrat}}$	Taux maximal d'utilisation d'un substrat	$\text{kgDCO}_{\text{substrat}} / \text{kgDCO}_{\text{biomasse}} / j$
$K_{S, \text{substrat}}$	Constante de demi-saturation d'un substrat	$\text{kgDCO}_{\text{substrat}} / m^3$
$k_{\text{mort., biomasse}}$	Taux de mortalité de la biomasse (il est de 1 ^{er} ordre)	j^{-1}
$I_{i, \text{processus}}$	Une fonction d'inhibition pendant un processus	-
ρ_j	Expression de la cinétique de réaction pour un processus j	$\text{kgDCO} / m^3 / j$
$k_{\text{hydr, substrat}}$	Constante d'hydrolyse d'un substrat	j^{-1}
Y_s	Rendement de conversion du substrat en biomasse bactérienne	$\text{kgDCO}_{\text{biomasse}} / \text{kgDCO}_{\text{substrat}}$
v_{ij}^a	Coefficient stœchiométrique d'un composé i pendant le processus j	$\text{kgDCO}_{\text{composé } i} / m^3$
v_{ij}^b	Coefficient stœchiométrique d'un composé i pendant le processus j	$\text{Mole}_{\text{composé } i} / m^3$

^a: Coefficients stœchiométriques des composés i ayant une réponse au test DCO

^b: Coefficients stœchiométriques des composés i n'ayant pas une réponse au test DCO

La quatrième étape concerne l'intégration des coefficients stœchiométriques v_{ij} des réactions ayant lieu dans les fosses septiques. Pour ce faire, les coefficients v_{ij} sont simplifiés en travaillant dans des unités logiques et cohérentes. C'est pourquoi, dans la matrice de ce modèle MFS/DDA, tous les constituants organiques à réponse positive au test DCO sont exprimés en équivalent DCO. Ainsi, les signes négatif et positif des coefficients v_{ij} sont adoptés par convention respectivement pour le cas de consommation de substrat et de formation des produits de réaction.

Dans ce modèle MFS/DDA, tous les coefficients stœchiométriques sont spécifiés dans la partie inférieure gauche de la deuxième colonne de la matrice de ce modèle. Pour un processus donné j, la matrice de ce modèle est conçue de telle sorte que le bilan DCO doit être équilibré. Autrement dit, le bilan DCO pour un processus donné j est tel que:

$$1/Y \text{ g_DCO}_{\text{substrat}} = 1 \text{ g_DCO}_{\text{biomasse formée}} + \sum v_{ij} \text{ g_DCO}_{\text{produits}}$$

Cette équation sert de support de base pour la vérification et la validation de bilan de matière au sein d'un réacteur biologique. Ce bilan de matière est à son tour défini de la manière suivante:

Accumulation = Entrée – Sortie + **Réaction** (Doran, 1995; Rittman & McCarty, 2001; Batstone *et al.*, 2002)

Ce terme « **Réaction** » désigne les transformations (réactions) qui se déroulent au sein du réacteur biologique. Cela veut dire que pour un composé quelconque "i", l'expression des réactions est généralement symbolisé par r_i et est défini pour un processus donné j de la manière suivante:

$$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j \quad (\text{VII.21})$$

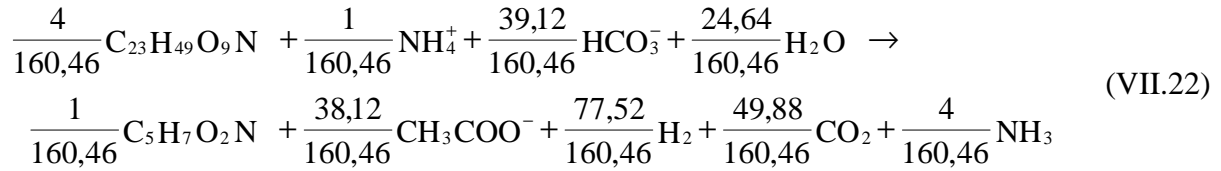
Avec v_{ij} et ρ_j désignant respectivement les coefficients stœchiométriques et l'expression cinétique de ce processus.

Ces coefficients stœchiométriques v_{ij} ont été déterminés sur base des modèles stœchiométriques qui gouvernent les processus j. Autrement dit, ces coefficients varient selon le type de processus, ce qui signifie qu'ils ont été déterminés au cas par cas. Au niveau du processus (j_3), (voir ci-dessous), la façon dont les coefficients v_{ij} ont été déterminés est présentée de manière détaillée. Par contre, le principe étant acquis, nous ne présentons pour les processus j_4 , j_5 et j_6 que l'essentiel par rapport à la manière dont ces coefficients v_{ij} ont été déterminés. Les détails y relatifs sont présentés en **Annexe VII.3**.

Processus (j_3): Production des AGV par des biomasses acétogènes (X_{VFA}) à partir du substrat complexe

- ✓ Détermination du taux de conversion de la biomole du substrat complexe ($Y_{g_DCO;SC}^g$) par des biomasses acétogènes (X_{VFA}) pour produire des AGV.

Ce taux de conversion a été déterminé sur base du modèle stœchiométrique qui gouverne le processus de production des AGV à partir de la biomole du substrat complexe. Ce modèle stœchiométrique se résume par l'équation (Eq.IV.64 du chapitre IV) et peut également s'écrire sous forme de l'équation (Eq. VII.22) lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 gDCO de nouvelles biomasses bactériennes. L'équation (Eq. VII.22) a été élaborée à partir de l'équation (Eq.IV.64 du chapitre IV) suivant le même principe décrit en **Annexe VI.1**.



De cette équation (Eq. VII.22), il apparait que lorsqu'on favorise la production de 1 g DCO de nouvelles biomasses acétogènes (\mathbf{X}_{VFA}), le taux de conversion cellulaire $Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO}$ associé à ce processus se calcule comme suit:

$$Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO} = \frac{\text{nombre de mole de biomasse} * \text{PM}_{\text{biomasse}} * i_{DCO}_{\text{biomasse}}}{\text{nombre de mole de substrat} * \text{PM}_{\text{substrat}} * i_{DCO}_{\text{substrat}}} \quad (\text{VII.23})$$

Avec PM (poids moléculaire) de $\text{C}_{23}\text{H}_{49}\text{O}_9\text{N} = 483$ g/mole, $i_{DCO, C_{23}H_{49}O_9N} = 1,987$ g DCO/g de $\text{C}_{23}\text{H}_{49}\text{O}_9\text{N}$, PM de $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N} = 113$ g/mole et $i_{DCO, C_5H_7O_2N} = 1,42$ g DCO/g de $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$

$$\text{Ainsi, } Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO} = \frac{\frac{1}{160,46} * 113 * 1,42}{\frac{4}{160,46} * 483 * 1,987} = 0,0417 \text{ g_DCO/g_DCO}_{\text{substrat.complexe}}$$

Ce taux de conversion $Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO}$ a été noté dans la matrice du modèle MFS/DDA tout comme les autres coefficients stœchiométriques. Lorsque ce taux de conversion est exprimé en mole/mole, il équivaut à $Y_{m:SC}^m = 0,25$.

Par la suite, les coefficients ν_{ij} ont été déterminés sur base d'un principe selon lequel, lorsque $1/Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO}$ de substrat est dégradé par les biomasses bactériennes pour produire 1 g DCO de nouvelles cellules bactériennes et des produits de réaction, le bilan de matière doit toujours être équilibré.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la formation d'AGV (exprimé en équivalent acétate) lorsque $1/Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé par des biomasses \mathbf{X}_{VFA} .

Pour trouver ce coefficient ν_{ij} correspondant à la formation des AGV, on exploite l'équation (Eq.VII.22).

En effet, lorsque $1/Y_{g_DCO:SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé, 1 g DCO de nouvelles biomasses est produit tandis qu'une application d'une fraction « \mathbf{A} » sur la

différence $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}} - 1 \right)$ permet de trouver la part de DCO qui revient aux AGV formés (exprimés en équivalent acétate).

De cela, on déduit que l'exploitation de l'équation (Eq.VII.22) permet d'écrire cette expression suivante:

$$\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}} - 1 \right) * A = DCO \text{ correspondante au } \frac{38,42}{160,46} \text{ mole d'acétate formé}$$

Le calcul de DCO correspondante au nombre de mole d'acétate formé durant ce processus a été fait suivant le même principe vu à la section II.3.1 du chapitre II de cette thèse. Le $i_{DCO, \text{acétate}}$ étant égal à 1,07 g DCO/g acétate, la fraction « A » s'obtient en tenant compte de la valeur réelle de $Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ et en intégrant dans l'expression la DCO de (38,42/160,46) mole d'acétate. Ainsi, la fraction « A » correspond donc à 0,67. Lorsqu'on préfère exprimer ce coefficient v_{ij} en fonction du taux de conversion cellulaire, il équivaut à

$$0,67 * \left(\frac{1}{Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}} - 1 \right)$$

- ✓ Détermination du coefficient v_{ij} correspondant à la formation d'hydrogène lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de substrat complexe est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Ce coefficient v_{ij} correspondant à la formation d'hydrogène a été déterminé en exploitant également l'équation (Eq.VII.22).

De même que pour le cas des AGV, lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé, 1 g DCO de nouvelles biomasses est produit tandis qu'une application d'une fraction

« B » sur la différence $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}} - 1 \right)$ permet de trouver la part de DCO qui revient à

l'hydrogène formé. Pour cela, l'exploitation de l'équation (Eq.VII.22) permet d'écrire l'expression suivante:

$$\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}} - 1 \right) * B = DCO \text{ correspondante au } \frac{77,52}{160,46} \text{ mole d'hydrogène formé}$$

La valeur de i_{DCO,H_2} étant égale à 8 gDCO/g H₂, la fraction « B » correspond à 0,33. Et,

lorsqu'on exprime ce coefficient v_{ij} en fonction du taux de conversion cellulaire, il équivaut à

$$0,33 * \left(\frac{1}{Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}} - 1 \right)$$

- ✓ Détermination du coefficient v_{ij} correspondant à la consommation d'azote inorganique lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

N'ayant pas de réponse au test DCO, l'azote ammoniacal ($N_{Inorganique}$) n'est pas exprimé en DCO mais plutôt en mole d' $N_{Inorganique}$ par mole de biomole de substrat complexe dégradé.

En analysant donc l'équation (Eq.VII.22), $\frac{1}{160,46}$ mole d'azote ammoniacal ($N_{Inorganique}$) est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela signifie que lorsque cette quantité d' $N_{Inorganique}$ est exprimée en fonction de $Y_{m;SC}^m$, l'expression: $k * \left(\frac{1}{Y_{m;SC}^m} \right) = \frac{1}{160,46}$ permet de déterminer ce coefficient v_{ij} . Et comme dans ce processus, l'azote ammoniacal ($N_{inorganique}$) est consommé, k

équivaut à 0,0016 et ce coefficient v_{ij} correspond à $-\frac{0,0016}{Y_{m;SC}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient v_{ij} correspondant à la consommation d'alcalinité (exprimée en équivalent bicarbonate) lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Partant toujours de la même équation (Eq.VII.22), $\frac{39,12}{160,46}$ mole de bicarbonate est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela signifie que lorsque cette quantité de bicarbonate est

exprimée en fonction de $Y_{m;SC}^m$, l'expression: $w * \left(\frac{1}{Y_{m;SC}^m} \right) = \frac{39,12}{160,46}$ permet de déterminer ce coefficient v_{ij} . Etant donné que dans ce processus, le bicarbonate est consommé, w équivaut à

0,061 et ce coefficient v_{ij} correspond à $-\frac{0,061}{Y_{m;SC}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la formation du carbone inorganique lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Du fait que le dioxyde de carbone ($C_{Inorganique}$) n'a pas une réponse au test DCO, il n'est pas exprimé en DCO mais plutôt en mole de dioxyde de carbone par mole de biomole de substrat complexe dégradé.

En analysant toujours l'équation (Eq.VII.22), $\frac{49,88}{160,46}$ mole de dioxyde de carbone est formée

lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses.

Cela veut dire que lorsque cette quantité de dioxyde de carbone est exprimée en fonction

de $Y_{m;SC}^m$, l'expression-ci: $m^* \left(\frac{1}{Y_{m;SC}^m} \right) = \frac{49,88}{160,46}$ permet de trouver ce coefficient ν_{ij} . Sachant par

ailleurs que dans ce processus, le dioxyde de carbone est produit, m équivaut à 0,078 et ce

coefficient ν_{ij} revient à $\frac{0,078}{Y_{m;SC}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la consommation d'eau lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Prenant toujours l'équation (Eq.VII.22) comme support de base, nous remarquons que

$\frac{24,64}{160,46}$ mole d'eau est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;SC}^{g_DCO}$ de biomole de substrat complexe est

dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cette quantité d'eau peut également

être exprimée en fonction de $Y_{m;SC}^m$ et l'expression: $x^* \left(\frac{1}{Y_{m;SC}^m} \right) = \frac{24,64}{160,46}$ permet de trouver ce

coefficient ν_{ij} . De cela, on déduit que x équivaut à 0,038. Vu que dans ce processus l'eau

est consommée, ce coefficient ν_{ij} revient à $-\frac{0,038}{Y_{SC(2)}}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la production d'azote inorganique (S_{NH3}) lorsque $1/Y_{g_DCO:SC}^{g-DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Considérant toujours l'équation (Eq.VII.22), $\frac{4}{160,46}$ mole d'azote inorganique (S_{NH3}) est

formée lorsque $1/Y_{g_DCO:SC}^{g-DCO}$ de biomole de substrat complexe est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cette quantité de gaz ammoniac peut aussi être exprimée en

fonction de $Y_{m:SC}^m$ et l'expression: $z^* \left(\frac{1}{Y_{m:SC}^m} \right) = \frac{4}{160,46}$ permet de trouver ce coefficient ν_{ij} . Et,

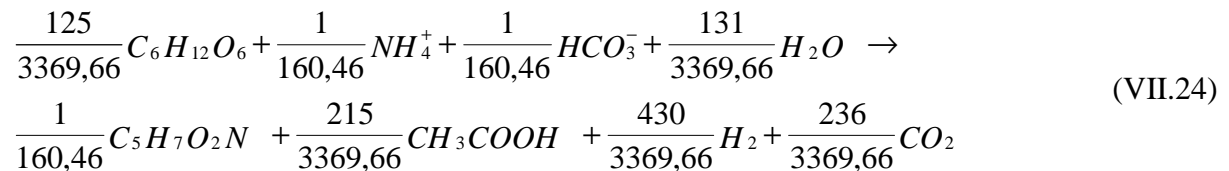
comme le gaz ammoniac est produit durant ce processus, z est égal à 0,0062 et ce coefficient ν_{ij} correspond à $\frac{0,0062}{Y_{m:SC}^m}$.

En désignant l'azote se trouvant dans le substrat combiné, l'azote issue de la biomasse bactérienne et l'azote inorganique ayant été consommé lors de la synthèse cellulaire bactérienne par respectivement N_{SC} , N_{bac} et S_{N-NH4^+} , le coefficient ν_{ij} de l'azote inorganique produite (S_{NH3}) peut être calculé en ayant recours à la formule suivante:

$$\nu_{ij} \text{ de } (S_{NH3}) = N_{SC} - (Y_{m:SC}^m * N_{bac} - S_{N-NH4^+}).$$

Processus (j₄): Production des AGV (exprimés en équivalent acétate) par X_{VFA} à partir du monomère glucose au cas où la dégradation de cellulose est étudiée à part

Le modèle stœchiométrique qui gouverne ce nouveau processus est traduit par l'équation (Eq.IV.61 du chapitre IV). Cette équation peut également s'écrire sous forme de l'équation (Eq. VII.24) ci-dessous lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 gDCO de nouvelles biomasses bactériennes. L'équation (Eq. VII.24) a été élaborée à partir de l'équation (Eq.IV.61 du chapitre IV) suivant le même principe décrit en **Annexe VI.1**.



Le taux de conversion cellulaire $Y_{g_DCO:gluc.}^{g-DCO}$ associé à ce processus a été déterminé à la section IV.2.3.2 du chapitre IV. Il équivaut donc à 0,14 g DCO/g DCO glucose et il a également été noté dans la matrice du modèle MFS/DDA. Lorsque ce taux de conversion est exprimé en mole/mole, il équivaut à $Y_{m:gluc.}^m = 0,168$.

- ✓ Détermination des coefficients ν_{ij} correspondant à la formation des AGV et d'hydrogène lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses acétogènes (\mathbf{X}_{VFA}).

Les coefficients $\nu_{ij(Ac)}$ et $\nu_{ij(h_2)}$ correspondant respectivement à la formation des AGV et d'hydrogène pendant ce présent processus, ont été déterminés sur base de l'équation (Eq.VII.24). La même approche utilisée au cas de processus (j_3) a également été employée pendant ce processus. Ainsi, ce coefficient $\nu_{ij(Ac)}$ a été défini et équivaut à

$\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right) * C$; avec C égal à 0,667. Le coefficient $\nu_{ij(h_2)}$ a également été défini et équivaut à $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right) * D$, avec D égal à 0,333.

- ✓ Détermination des coefficients ν_{ij} correspondant à la consommation d'alcalinité et d'azote ammoniacal lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses acétogènes (\mathbf{X}_{VFA}).

L'équation (Eq.VII.24) a également servi de base pour la détermination des coefficients $\nu_{ij(HCO_3^-)}$ et $\nu_{ij(N-NH_4^+)}$ correspondant respectivement à la consommation d'alcalinité et d'azote ammoniacal. En appliquant la même approche vue au cas de processus (j_3), cette étude a constaté que $\nu_{ij(HCO_3^-)}$ et $\nu_{ij(N-NH_4^+)}$ sont égaux et équivaut à $-\frac{0,001}{Y_{m;gluc.}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la formation de dioxyde de carbone ($C_{Inorganique}$) lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses acétogènes (\mathbf{X}_{VFA}).

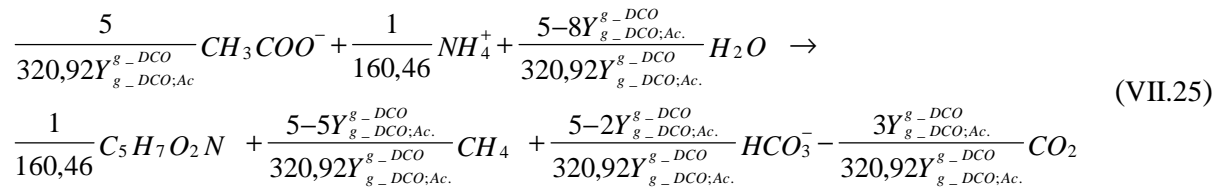
L'équation (Eq.VII.24) a également servi de base pour la détermination de ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$. La même approche vue au cas de processus (j_3) a aussi été utilisée pendant ce nouveau processus. Ainsi, ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$ équivaut à $\frac{0,0118}{Y_{m;gluc.}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la consommation d'eau lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses acétogènes (\mathbf{X}_{VFA}).

En se servant toujours de l'équation (Eq.VII.24) et en utilisant la même approche vue au cas de processus (j_3), ce coefficient $\nu_{ij(H_2O)}$ a été déterminé et correspond à $-\frac{0,0065}{Y_{m;gluc.}^m}$.

Processus (j₅): Consommation des AGV (exprimés en équivalent acétate) par les biomasses méthanogènes (X_{me_ac})

Ce processus de consommation des AGV par des biomasses méthanogènes acétoclastes (X_{me_ac}) est gouverné par le modèle stœchiométrique traduit par l'équation (Eq.IV.52 mis en évidence au Chapitre IV). Cette équation peut également s'écrire sous forme de l'équation (Eq.VII.25) ci-dessous lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 gDCO de nouvelles biomasses bactériennes. L'équation (Eq. VII.25) a été élaborée à partir de l'équation (Eq.IV.52 du chapitre IV) suivant le même principe décrit en **Annexe VI.1**.



Le $Y_{g_DCO;Ac}^{g_DCO}$ étant le taux de conversion du substrat acétate en nouvelles biomasses méthanogènes acétoclastes (soit $Y_{g_DCO;Ac}^{g_DCO} = 0,05$), (Batstone *et al.*, 2002). Lorsque ce taux de conversion est exprimé en mole/mole, il équivaut à $Y_{m;Ac}^m = 0,02$.

Les valeurs de ce taux de conversion ont également été notées dans la matrice de notre modèle MFS/DDA.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au CH₄ lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé par les biomasses méthanogènes (X_{me_ac})

Ce coefficient a été déterminé sur base de l'équation (Eq.VII.25). En d'autres termes, lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses méthanogènes acétoclastes, la part de DCO du substrat transformée en méthane correspond à la différence entre la DCO totale du substrat et celle de la biomasse formée. De cela, on déduit

que ce coefficient $\nu_{ij(CH_4)}$ équivaut à $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;Ac}^{g_DCO}} - 1 \right)$.

- ✓ Détermination des coefficients ν_{ij} correspondant au $N-NH_4^+$, CO_2 , HCO_3^- et H_2O lorsque $1/Y_{g_DCO:Ac}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé par les biomasses méthanogènes (X_{me_ac})

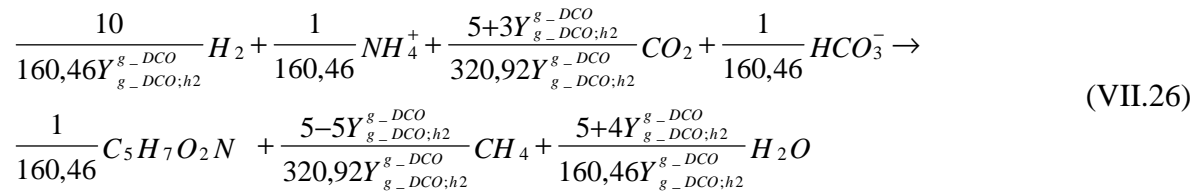
L'équation (Eq.VII.25) a servi de base pour la détermination de ces coefficients lors du présent processus. La même approche vue au cas du processus (j_3) a également été utilisée pour ce processus. Les coefficients sont exprimés en fonction du taux de conversion $Y_{m:Ac}^m$ du

$$\nu_{ij(N-NH_4^+)} = - \frac{0,00012}{Y_{m:Ac}^m}; \nu_{ij(CO_2)} = - \frac{0,0002}{Y_{m:Ac}^m};$$

$$\nu_{ij(HCO_3^-)} = \frac{0,0061}{Y_{m:Ac}^m}; \nu_{ij(H_2O)} = - \frac{0,0057}{Y_{m:Ac}^m}.$$

Processus (j_6): Consommation de l' H_2 par les biomasses méthanogènes ($X_{me_h_2}$)

Ce processus est gouverné par le modèle stœchiométrique traduit par l'équation (Eq.IV.53 mise en évidence au du chapitre IV). Cette équation peut également s'écrire sous forme de l'équation (Eq. VII.26) ci-dessous lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 gDCO de nouvelles biomasses bactériennes. L'équation (Eq. VII.26) a été élaborée à partir de l'équation (Eq.IV.53 du chapitre IV) suivant le même principe décrit en **Annexe VI.1**.



Le $Y_{g_DCO:h_2}^{g_DCO}$ désigne le taux de rendement cellulaire pendant ce processus impliquant l'activité des biomasses méthanogènes hydrogénophiles (soit $Y_{g_DCO:h_2}^{g_DCO} = 0,06$), (Batstone *et al.*, 2002). Lorsque ce taux de conversion est exprimé en mole/mole, il équivaut à $Y_{m:h_2}^m = 0,006$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au CH_4 lorsque $1/Y_{g_DCO:h_2}^{g_DCO}$ est dégradé par les biomasses méthanogènes ($X_{me_h_2}$)

L'équation (Eq.VII.26) a servi de base pour la détermination de ce coefficient $\nu_{ij(CH_4)}$ pendant ce processus. De cette équation (Eq.VII.26), cette étude a constaté que lorsque $1/Y_{g_DCO:h_2}^{g_DCO}$ est

dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses méthanogènes hydrogénophiles, la part de DCO qui est transformée en méthane correspond à la différence entre la DCO contenue dans l'hydrogène et celle de la biomasse formée. Par conséquent, ce coefficient

$$\mathbf{v}_{ij(\text{CH}_4)} \text{ équivaut à } \left(\frac{1}{Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}} - 1 \right).$$

- ✓ Détermination des coefficients \mathbf{v}_{ij} correspondant au N-NH_4^+ , CO_2 , HCO_3^- et H_2O lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ est dégradé par les biomasses méthanogènes ($\mathbf{X}_{\text{me_h2}}$)

Par rapport à ce processus, les coefficients $\mathbf{v}_{ij(\text{N-NH}_4^+)}$, $\mathbf{v}_{ij(\text{CO}_2)}$, $\mathbf{v}_{ij(\text{HCO}_3^-)}$ et $\mathbf{v}_{ij(\text{H}_2\text{O})}$ ont respectivement été déterminés sur base de l'équation (Eq.VII.26) et suivant la même approche vue au cas de processus (j_3). Ces coefficients sont exprimés en fonction du taux de conversion

$$Y_{m;h2}^m \text{ et équivalent respectivement à } \mathbf{v}_{ij(\text{N-NH}_4^+)} = - \frac{0,00004}{Y_{m;h2}^m}; \mathbf{v}_{ij(\text{CO}_2)} = - \frac{0,0016}{Y_{m;h2}^m};$$

$$\mathbf{v}_{ij(\text{HCO}_3^-)} = - \frac{0,00004}{Y_{m;h2}^m}; \mathbf{v}_{ij(\text{H}_2\text{O})} = \frac{0,0033}{Y_{m;h2}^m}.$$

Enfin, les Tableaux VII.11 et VII.12 présentent la matrice de notre modèle de fonctionnement globale de fosse septique (MFS/DDA).

Composants i →		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Cinétiques, ρ_j (kg DCO.m ⁻³ .j ⁻¹)
j ↓	Processus	S _{SC}	S _{gluc.}	S _{Ac}	S _{h2}	S _{CH4}	S _{CO2}	S _{N-NH4⁺}	S _{HCO3⁻}	S _{H2O}	S _{N-NH3}	
1	Hydrolyse du substrat combiné	1										$k_{hyd,Xsc} X_{sc}$
2	Hydrolyse de la Cellulose											$k_{hyd,cellulose} X_{cellulose}$
3	Production des AGV à partir du substrat combiné par X _{VFA}	$-\frac{1}{Y_{SC(1)}}$		$\left(\frac{1}{Y_{SC(1)}} - 1\right) * A$	$\left(\frac{1}{Y_{SC(1)}} - 1\right) * B$		$\frac{0,078}{Y_{SC(2)}}$	$-\frac{0,0016}{Y_{SC(2)}}$	$-\frac{0,061}{Y_{SC(2)}}$	$-\frac{0,038}{Y_{SC(2)}}$	$\frac{0,0062}{Y_{SC(2)}}$	$k_{m,SC} \frac{S_{SC}}{K_{S,SC} + S_{SC}} X_{VFA}$
4	Production des AGV à partir du glucose par X _{VFA}		$-\frac{1}{Y_{gluc(1)}}$	$\left(\frac{1}{Y_{gluc(1)}} - 1\right) * C$	$\left(\frac{1}{Y_{gluc(1)}} - 1\right) * D$		$\frac{0,0118}{Y_{gluc(2)}}$	$-\frac{0,001}{Y_{gluc(2)}}$	$-\frac{0,001}{Y_{gluc(2)}}$	$-\frac{0,0065}{Y_{gluc(2)}}$		$k_{m,gluc.} \frac{S_{gluc.}}{K_{S,gluc.} + S_{gluc.}} X_{VFA}$
5	Consommation Acétate par X _{me_ac}			$-\frac{1}{Y_{Ac(1)}}$		$\frac{1}{Y_{Ac(1)}} - 1$	$-\frac{0,0002}{Y_{Ac(2)}}$	$-\frac{0,00012}{Y_{Ac(2)}}$	$\frac{0,0061}{Y_{Ac(2)}}$	$-\frac{0,0057}{Y_{Ac(2)}}$		$k_{m,Ac} \frac{S_{Ac}}{K_{S,Ac} + S_{Ac}} X_{me_ac} I_1$
6	Consommation Hydrogène par X _{me_hydro}				$-\frac{1}{Y_{h2(1)}}$	$\frac{1}{Y_{h2(1)}} - 1$	$-\frac{0,0016}{Y_{h2(2)}}$	$-\frac{0,00004}{Y_{h2(2)}}$	$-\frac{0,00004}{Y_{h2(2)}}$	$\frac{0,0033}{Y_{h2(2)}}$		$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_{S,h2} + S_{h2}} X_{me_hydro} I_2$
7	Mortalité de biomasse X _{VFA}											$k_{mort.,XVFA} X_{VFA}$
8	Mortalité de biomasse X _{me_ac}											$k_{mort.,Xme_ac} X_{me_ac}$
9	Mortalité de biomasse X _{me_hydro}											$k_{mort.,Xme_hydro} X_{me_hydro}$
Taux de conversion observés (en kg DCO.m⁻³.j⁻¹):												
$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$												
Paramètres stœchiométriques $Y_{SC(1)} = 0,0417^{(a)}$; $Y_{SC(2)} = 0,25^{(b)}$ $Y_{gluc(1)} = 0,14^{(c)}$; $Y_{gluc(2)} = 0,168^{(d)}$ $Y_{Ac(1)} = 0,05^{(e)}$; $Y_{Ac(2)} = 0,02^{(f)}$ $Y_{h2(1)} = 0,06^{(g)}$; $Y_{h2(2)} = 0,006^{(h)}$ Unités: a, c, e, g (kg DCO _{biomasse} /kg DCO _{substrat}) b, d, f, h (mole _{biomasse} /mole _{substrat}) A = 0,67; B = 0,33 C = 0,667; D = 0,333		Substrat combiné (kg DCO m ⁻³)	Glucose total (kg DCO m ⁻³)	Acétate total (kg DCO m ⁻³)	Hydrogène gaz (kg DCO m ⁻³)	Méthane gaz (kg DCO m ⁻³)	Dioxyde de Carbone (kmole CO ₂ m ⁻³)	Azote ammoniacal (kmole NH ₄ ⁺ m ⁻³)	Bicarbonate (kmole HCO ₃ ⁻ m ⁻³)	Eau (kmole H ₂ O m ⁻³)	Gaz ammoniac (kmole N-NH ₃ m ⁻³)	Paramètres cinétiques (signification de ces paramètres: voir Tableau VII.8) $k_{m, composé} = \mu_{max, composé} / Y_{max, composé}$ $k_{m,sc}$; $k_{m,gluc.}$; $k_{m,ac.}$; $k_{m,h2}$ $\mu_{max,sc}$; $\mu_{max,gluc.}$; $\mu_{max,ac.}$; $\mu_{max,h2}$ $K_{s,sc}$; $K_{s,gluc.}$; $K_{s,ac}$; $K_{s,h2}$ $k_{hyd,Xsc}$; $k_{hyd,cellulose}$ $k_{mort.,XVFA}$; $k_{mort.,Xme_ac}$ $k_{mort.,Xme_hydro}$ I_1 et I_2 : facteur d'inhibition (comme dans ADM1) $I_1 = I_{pH} I_{IN}, \lim I$ excès d'AGV. $I_2 = I_{pH} I_{IN}, \lim$

^(a) $Y_{SC(1)} = 0,0417 = Y_{kg_DCO}^{kg_DCO} / Y_{kg_DCO:SC}^m$; ^(b) $Y_{SC(2)} = 0,25 = Y_{m:SC}^m$; ^(c) $Y_{gluc(1)} = 0,14 = Y_{kg_DCO:gluc.}^{kg_DCO} / Y_{m:gluc.}^m$; ^(d) $Y_{gluc(2)} = 0,168 = Y_{m:gluc.}^m$; ^(e) $Y_{Ac(1)} = 0,05 = Y_{kg_DCO:Ac.}^{kg_DCO} / Y_{m:Ac.}^m$; ^(f) $Y_{Ac(2)} = 0,02 = Y_{m:Ac.}^m$; ^(g) $Y_{h2(1)} = 0,06 = Y_{kg_DCO:h2}^{kg_DCO} / Y_{m:h2}^m$; ^(h) $Y_{h2(2)} = 0,006 = Y_{m:h2}^m$

Tableau VII.11 : Représentation matricielle du modèle simplifié de fosse septique incluant la décantation et la digestion anaérobie de la MO (composant solubles)

	Component i →	11	12	13	14	15	Cinétiques, ρ_j (kg DCO.m ⁻³ .j ⁻¹)
j ↓	Process	X _{SC}	X _{cellulose}	X _{VFA}	X _{me_ac}	X _{me_hydro}	
1	Hydrolyse du substrat combiné	-1					$k_{hyd,Xsc} X_{sc}$
3	Production des AGV à partir du substrat combiné par X _{VFA}			1			$k_{m,SC} \frac{S_{SC}}{K_{S,SC} + S_{SC}} X_{VFA}$
4	Production des AGV à partir du glucose par X _{VFA}			1			$k_{m,gluc.} \frac{S_{gluc.}}{K_{S,gluc.} + S_{gluc.}} X_{VFA}$
5	Consommation Acétate par X _{me_ac}				1		$k_{m,Ac} \frac{S_{Ac}}{K_{S,Ac} + S_{Ac}} X_{me_ac} I_1$
6	Consommation Hydrogène par X _{me_hydro}					1	$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_{S,h2} + S_{h2}} X_{me_hydro} I_2$
7	Mortalité de biomasse X _{VFA}	1		-1			$k_{mort.,XVFA} X_{VFA}$
8	Mortalité de biomasse X _{me_ac}	1			-1		$k_{mort.,Xme_ac} X_{me_ac}$
9	Mortalité de biomasse X _{me_hydro}	1				-1	$k_{mort.,Xme_hydro} X_{me_hydro}$
Taux de conversion observés (en kg DCO.m ⁻³ .j ⁻¹):							
$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$							
	Paramètres stoechiométriques Y _{gluc(1)} = 0,14 ^(c) Y _{SC(1)} = 0,0417 ^(a) Y _{Ac(1)} = 0,05 ^(e) Y _{h2(1)} = 0,06 ^(g) Unités: a, c, e, g (kg DCO _{biomasse} /kg DCO _{substrat})	Complexe particulaire du substrat combiné (kg DCO.m ⁻³)	Cellulose provenant des papiers toilette (kg DCO.m ⁻³)	Biomasse impliquée en phase de fermentation (kg DCO.m ⁻³)	Biomasse dégradant Acétate (kg DCO.m ⁻³)	Biomasse dégradant Hydrogène (kg DCO.m ⁻³)	Paramètres cinétiques (signification de ces paramètres: voir Tableau VII.8) k _{m, composé} = μ _{max, composé} /Y _{max, composé} k _{m,sc} ; k _{m, gluc.} ; k _{m, ac.} ; k _{m, h2} μ _{max, sc} ; μ _{max, gluc.} ; μ _{max, ac.} ; μ _{max h2} K _{s,sc} ; K _{s,gluc.} ; K _{s, ac.} ; K _{s,h2} k _{hyd,Xsc} ; K _{hyd,cellulose} k _{mort., XVFA} ; k _{mort., Xme_ac} ; k _{mort., Xme_hydro} I ₁ et I ₂ : facteur d'inhibition (comme dans ADM1) I ₁ = I _{pH} I _{IN, lim} I _{excès d'AGV} , I ₂ = I _{pH} I _{IN, lim}

(a) Y_{SC(1)} = **0,0417** = $Y_{kg_DCO;SC}^{kg_DCO}$; (c) Y_{gluc(1)} = **0,14** = $Y_{kg_DCO;gluc.}^{kg_DCO}$; (e) Y_{Ac(1)} = **0,05** = $Y_{kg_DCO;Ac.}^{kg_DCO}$; (g) Y_{h2(1)} = **0,06** = $Y_{kg_DCO;h2}^{kg_DCO}$; I_{excès d'AGV} (conc. AGV > 3000 mg/l); $I_{pH} = \frac{1 + 2*10^{0,5(pH_{limite\ inférieure} - pH_{limite\ supérieure})}}{1 + 10^{(pH_{mesuré} - pH_{limite\ supérieure})} + 10^{(pH_{limite\ inférieure} - pH_{mesuré})}}$

Pour les biomasses méthanogènes, pH_{limite inférieure} = 6,6 et pH_{limite supérieure} = 8,0.

Tableau VII.12: Représentation matricielle du modèle simplifié de fosse septique incluant la décantation et la digestion anaérobie de la MO (composant particulaires)

Le principe d'exprimer le bilan des réactions ayant lieu au sein du réacteur décrit par le modèle MFS/DDA étant acquis (Eq. VII.21), nous nous proposons de présenter un cas d'illustration d'interprétation de cette équation (Eq. VII.21) afin de faciliter d'avantage la compréhension de cette matrice. Ainsi, nous proposons de décrire le bilan de production et de consommation des AGV lorsqu'on ne considère dans ce modèle que de la dégradation de la biomole du substrat combiné. L'équation (Eq.VII.27) ci-dessous traduit donc le comportement de ce substrat qui est désigné dans la matrice par le symbole "S_{Ac}"

$$r_{S_{Ac}} = \frac{dS_{Ac}}{dt} = 0,67 * \left(\frac{I}{Y_{SC(I)}} - 1 \right) * k_{m,SC} \frac{S_{SC}}{K_{S,SC} + S_{SC}} X_{VFA} - \frac{I}{Y_{Ac(I)}} * k_{m,Ac} \frac{S_{Ac}}{K_{S,Ac} + S_{Ac}} X_{me_{ac}} I_I \quad (\text{VII.27})$$

VII.3.4.3 Bilan de matière associée au modèle MFS/DDA

Ce modèle MFS/DDA a été développé pour la fosse septique tenant compte de la décantation et de la digestion anaérobie. Dans notre approche de modélisation, nous supposons que la fosse septique se comporte comme un réacteur parfaitement mélangé et dont l'activité des biomasses bactériennes est différente entre la phase liquide et phase sédiment. Cela signifie que le comportement des variables d'état dans les deux phases n'est pas le même. En effet, pour une fosse septique de volume constant (V) et sans gradients de concentration, un bilan de matière, dans la phase liquide ou sédiment, se définit sur base de l'équation fondamentale (Eq.VII.28), (Batstone *et al.*, 2002; Moletta, 2008):

$$\text{Accumulation} = \text{Entrée} - \text{Sortie} + \text{Réaction} \quad (\text{VII.28})$$

Pour mieux définir les bilans de matière associés à notre modèle MFS/DDA, nous proposons de prendre comme support de base la Figure (VII.7) qui permet de comprendre et différencier les symboles utilisés pour décrire ces bilans.

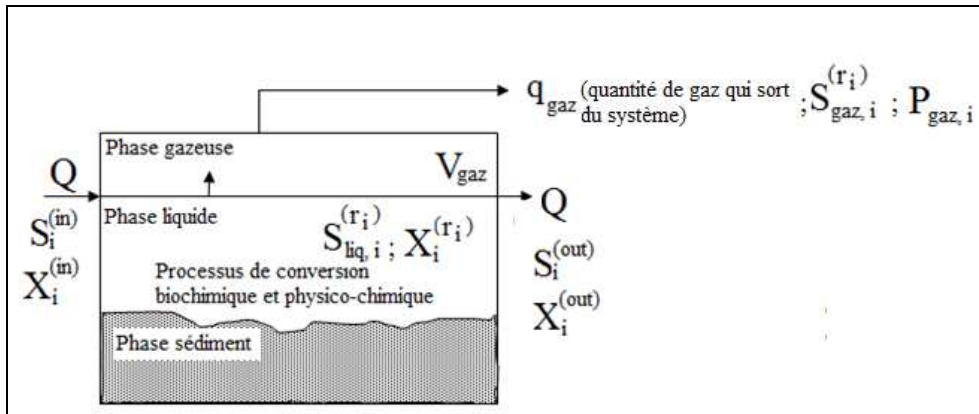


Figure VII.7: Synthèse graphique de comportement des variables d'état du modèle MFS/DDA

Sur la base de cette Figure VII.7, il convient de donner la signification des symboles utilisés dans les équations de ces bilans de matière.

V: volume réactionnel dans la fosse septique;

Q: débit de l'affluent et d'effluent de sortie de la fosse septique (m^3/j);

$S_i^{(in)}$: concentration du composé i dans l'affluent de la fosse septique ($\text{kgDCO} \cdot \text{m}^{-3}$ ou $\text{mole} \cdot \text{l}^{-1}$ ou g/l);

$S_i^{(out)}$: concentration du composé i dans l'effluent de sortie ($\text{kgDCO} \cdot \text{m}^{-3}$ ou $\text{mole} \cdot \text{l}^{-1}$ ou g/l);

$X_i^{(in)}$ et $X_i^{(out)}$: concentration de la biomasse bactérienne X_i respectivement dans l'affluent et effluent de sortie de la fosse septique;

r_i : bilan des réactions impliquant le composé i dans les processus de conversion biochimiques et physico-chimiques;

$S_{liq,i}^{(r_i)}$ = concentration du composé i en phase liquide ($\text{kgDCO} \cdot \text{m}^{-3}$ ou en $\text{kmole} \cdot \text{m}^{-3}$), (c.à.d. celle obtenue par des réactions de conversion biochimiques);

$X_i^{(r_i)}$: désigne respectivement les composés particuliers et les biomasses bactériennes formées lors des réactions de conversion biochimiques;

$S_{gaz,i}^{(r_i)}$ = concentration du composé i en phase gazeuse ($\text{kgDCO} \cdot \text{m}^{-3}$ ou en $\text{kmole} \cdot \text{m}^{-3}$), (c.à.d. celle obtenue par des réactions de conversion biochimiques);

$V_{gaz,i}$: volume du composé gazeux i formé (m^3);

$p_{gaz,i}$ = pression partielle du composé gazeux i (atm);

$M_{m,gaz,i}$: masse molaire du composé gazeux i formé (g/mole);

V/Q : θ désigne respectivement le temps de séjour hydraulique (cas de phase liquide) et âge de boue (cas de phase sédiment);

$\rho_{liq-gaz, i}$ = vitesse spécifique de transfert de masse du composé i entre la phase liquide et la phase gazeuse ($\text{kgDCO m}^{-3}.\text{j}^{-1}$ ou en $\text{kmole.m}^{-3}.\text{j}^{-1}$);

k_{La} = coefficient global de transfert (j^{-1});

$K_{H, i}$ = Constante de Henry du composé gazeux i ($\text{mole.l}^{-1}.\text{atm}^{-1}$ ou $\text{kgDCO.m}^{-3}.\text{atm}^{-1}$);

R: constante des gaz parfaits;

T: température dans le réacteur.

Partant de l'équation (Eq.V.28) et tenant compte de la Figure (VII.7), le bilan de matière relatif aux composés i (substrat combiné, AGV, N-NH_4^+ et HCO_3^-) peut être écrit de la manière suivante:

$$V * \frac{dS_i}{dt} = Q S_i^{(in)} - Q S_i^{(out)} + V * r_i \quad \text{ou} \quad \frac{dS_i}{dt} = \frac{Q}{V} (S_i^{(in)} - S_i^{(out)}) + r_i \quad (\text{VII.29})$$

Par ailleurs, vu que les composés gazeux comme H_2 , CH_4 , CO_2 et N-NH_3 résultent des processus de conversion biochimiques et physico-chimiques, ils sont absents dans l'affluent et effluent de sortie de fosse septique. Leurs bilans de matière tiennent donc compte de cet aspect et doit contenir un terme additionnel permettant de décrire leur transfert depuis la phase liquide jusqu'à la phase gazeuse (Batstone *et al.*, 2002; Harerimana, 2011; Bollon, 2012). Dans de tels cas, ces bilans de matière se décrivent à l'aide de l'équation (Eq.VII.30) ci-dessous:

$$\frac{dS_i}{dt} = r_i - \rho_{liq-gaz, i} \quad (\text{VII.30})$$

où:

$$\rho_{liq-gaz, i} = k_{La} (S_{liq, i}^{(r)} - K_{H, i} P_{gaz, i}) \quad (\text{VII.31})$$

$$\text{et } P_{gaz, i} * V_{gaz, i} = \frac{S_{gaz, i}^{(r)} * V_{gaz, i}}{M_{m, gaz, i}} RT \quad (\text{VII.32})$$

Pour Bollon (2012), cette vitesse spécifique de transfert de masse du composé i entre la phase liquide et la phase gazeuse constitue un élément clé pour estimer par exemple la quantité de gaz qui sort d'un réacteur de méthanisation (q_G), (Eq. VII.33).

$$q_G = \frac{RT}{P_{atm}} m_d \sum_i \rho_{liq-gaz, i} \quad (\text{VII.33})$$

avec m_d désignant la masse de digestat dans le milieu (kg).

Des équations Eq.VII.31, Eq.VII.32 et Eq.VII.33, il apparait que la quantification de la vitesse spécifique de transfert de masse du composé i ($\rho_{liq-gaz, i}$) devient aisée et facilite alors l'évaluation des bilans de matière pour les composés gazeux.

Le Tableau VII.13 ci-dessous présente les valeurs de $K_{H, i}$ utilisées dans la littérature pour les gaz H_2 , CH_4 et CO_2 . Un facteur de conversion d'unité ($f_{conv.}$) est appliquée à la constante de Henry si celle-ci passe de l'unité $\text{mole.l}^{-1}.\text{atm}^{-1}$ à $\text{kgDCO.m}^{-3}.\text{atm}^{-1}$ ($f_{conv.,h2} = 16$; $f_{conv.,CH4} = 64$; $f_{conv.,CO2} = 1$)

Tableau VII.13: Constantes de Henry relatives aux gaz H_2 , CH_4 et CO_2 . (25°C) utilisées dans ADM1 (Batstone *et al.*, 2002)

Gaz	Valeurs exprimées en $\text{mole.l}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	Valeurs exprimées en $\text{kgDCO.m}^{-3}.\text{atm}^{-1}$
$K_{H, h2}$	0,00078	0,01248
$K_{H, CH4}$	0,0014	0,0896
$K_{H, CO2}$	0,035	0,035
$k_L a$ pour ces trois gaz: $0,19 \text{ h}^{-1}$ ou $4,56 \text{ j}^{-1}$		

D'après Pauss *et al.* (1990), Smith et Stöckle (2010) et Bollon (2012), les coefficients de transfert liquide-gaz des trois gaz (H_2 , CH_4 et CO_2) sont du même ordre de grandeur, soit $0,19 \text{ h}^{-1}$ (ou $4,56 \text{ j}^{-1}$). Cette donnée est donc d'importance capitale surtout pour les bilans de matière de ces composés gazeux.

Pour définir en outre le bilan de matière relatif aux biomasses bactériennes des fosses septiques (X_{VFA} , X_{me-ac} , $X_{me-hydro}$), nous partons toujours du principe de l'équation (Eq.28) qui nous pousse à écrire ce bilan comme suit:

$$V * \frac{dX_i}{dt} = Q X_i^{(in)} - Q X_i^{(out)} + V * r_i \quad \text{ou} \quad \frac{dX_i}{dt} = \frac{Q}{V} (X_i^{(in)} - X_i^{(out)}) + r_i \quad (\text{VII.34})$$

Sachant que dans l'affluent de la fosse septique, la biomasse bactérienne y est absente, $X_i^{(in)}$ équivaut à zéro et par conséquent le bilan de matière relatif aux biomasses bactériennes se définit par l'équation (Eq.35).

$$\frac{dX_i}{dt} = r_i - \frac{QX_i^{(out)}}{V} \quad (\text{VII.35})$$

Les bilans de matière relatifs aux composés i (substrat combiné, AGV, CH₄) ont été définis sur base des équations (Eq. VII.29 et Eq.VII.30). Par contre, ceux relatifs aux biomasses bactériennes impliquées dans les processus (X_{VFA} , X_{me-ac} , $X_{me-hydro}$) ont été définis sur base de l'équation (Eq.VII.35). Ces bilans sont alors traduits par les équations (Eq.VII.36-Eq.VII.43).

1° Equation-bilan pour le substrat combiné soluble

$$\frac{dS_{SC}}{dt} = \frac{S_{SC}^{(in)} - S_{SC}^{(out)}}{\theta} + k_{hyd,SC} X_{SC}^{(r_i)} - \frac{1}{Y_{SC(1)}} * k_{m,SC} \frac{S_{SC}^{(r_i)}}{K_{S,SC} + S_{SC}^{(r_i)}} X_{VFA}^{(r_i)} \quad (\text{VII.36})$$

2° Equation-bilan pour le substrat combiné particulaire

$$\frac{dX_{SC}}{dt} = \frac{X_{SC}^{(in)} - X_{SC}^{(out)}}{\theta} - k_{hyd,X_{SC}} X_{SC}^{(r_i)} + k_{mort.,X_{VFA}} X_{VFA}^{(r_i)} + k_{mort.,X_{me-ac}} X_{me-ac}^{(r_i)} + k_{mort.,X_{me-hydro}} X_{me-hydro}^{(r_i)} \quad (\text{VII.37})$$

3° Equation-bilan pour les AGV

$$\begin{aligned} \frac{dS_{AGV}}{dt} = & \frac{S_{AGV}^{(in)} - S_{AGV}^{(out)}}{\theta} + 0,67 * \left(\frac{I}{Y_{SC(1)}} - I \right) * k_{m,SC} \frac{S_{SC}^{(r_i)}}{K_{S,SC} + S_{SC}^{(r_i)}} X_{VFA}^{(r_i)} - \\ & \frac{I}{Y_{Ac(1)}} * k_{m,Ac} \frac{S_{Ac}^{(r_i)}}{K_{S,Ac} + S_{Ac}^{(r_i)}} X_{me-ac}^{(r_i)} I_1 \end{aligned} \quad (\text{VII.38})$$

4° Equation-bilan pour l'hydrogène

$$\begin{aligned} \frac{dS_{h2}}{dt} = & 0,33 * \left(\frac{I}{Y_{SC(1)}} - I \right) * k_{m,SC} \frac{S_{SC}^{(r_i)}}{K_{S,SC} + S_{SC}^{(r_i)}} X_{VFA}^{(r_i)} - \\ & \frac{I}{Y_{h2(1)}} * k_{m,h2} \frac{S_{h2}^{(r_i)}}{K_{S,h2} + S_{h2}^{(r_i)}} X_{me-hydro}^{(r_i)} I_2 - k_L a \left(S_{liq,h2}^{(r_i)} - K_{H,h2} * P_{gaz,h2} \right) \end{aligned} \quad (\text{VII.39})$$

5° Equation-bilan pour le méthane

$$\frac{dS_{CH_4}}{dt} = \left(\frac{I}{Y_{Ac(1)}} - I \right) * k_{m,Ac} \frac{S_{Ac}^{(r_i)}}{K_{S,Ac} + S_{Ac}^{(r_i)}} X_{me-ac}^{(r_i)} I_1 - k_{L,a} \left(S_{liq, CH_4}^{(r_i)} - K_{H,CH_4} * p_{gaz,CH_4} \right) + \left(\frac{1}{Y_{h2(1)}} - 1 \right) * k_{m,h2} \frac{S_{h2}^{(r_i)}}{K_{S,h2} + S_{h2}^{(r_i)}} X_{me-h2}^{(r_i)} I_2 \quad (VII.40)$$

6° Equation-bilan pour les biomasses acétogènes

$$\frac{dX_{VFA}}{dt} = k_{m,SC} \frac{S_{SC}^{(r_i)}}{K_{S,SC} + S_{SC}^{(r_i)}} X_{VFA}^{(r_i)} - k_{mort.,XVFA} X_{VFA}^{(r_i)} - \frac{X_{VFA}^{(out)}}{\theta} \quad (VII.41)$$

7° Equation-bilan pour les biomasses méthanogènes acétoclastes

$$\frac{dX_{me-ac}}{dt} = k_{m,Ac} \frac{S_{Ac}^{(r_i)}}{K_{S,Ac} + S_{Ac}^{(r_i)}} X_{me-ac}^{(r_i)} I_1 - k_{mort.,me-ac} X_{me-ac}^{(r_i)} - \frac{X_{me-ac}^{(out)}}{\theta} \quad (VII.42)$$

8° Equation-bilan pour les biomasses méthanogènes hydrogénophiles

$$\frac{dX_{me-hydro}}{dt} = k_{m,hydro} \frac{S_{h2}^{(r_i)}}{K_{S,h2} + S_{h2}^{(r_i)}} X_{me-hydro}^{(r_i)} I_2 - k_{mort.,me-hydro} X_{me-hydro}^{(r_i)} - \frac{X_{me-hydro}^{(out)}}{\theta} \quad (VII.43)$$

A partir de ces équations nous sommes donc à mesure de prédire quantitativement le comportement des variables d'état impliquées dans le fonctionnement de fosse septique, que cela soit en phase sédiment ou en phase liquide.

VII.3.5. Simulations sur WEST[®] de fonctionnement des fosses septiques

La modélisation et la simulation des processus impliqués dans des bioréacteurs de traitement des eaux usées présentent de nombreux avantages comme par exemple l'amélioration de compréhension des phénomènes et l'optimisation des procédés. Dans cette optique, les simulations de fonctionnement des fosses septiques à l'aide du logiciel WEST[®] (Worldwide Engine for Simulation, Training and automation) font partie de nos objectifs spécifiques.

Cependant, suite à des problèmes techniques survenus au niveau de ce logiciel, les simulations n'ont pu être réalisées avant le dépôt de cette thèse.

Le logiciel WEST[®] est un outil informatique couramment utilisé pour la modélisation et la simulation dynamique des processus impliqués dans les bioréacteurs de traitement des eaux usées. WEST[®] comporte dans son répertoire des modèles standards comme par exemple ceux

associés au système d'épuration par boues activées (ASM_1 , ASM_2 , ASM_3). Le logiciel WEST[®] offre une possibilité d'utiliser les modèles existants, de les modifier ou d'ajouter des nouveaux modèles en cas de besoin, grâce à une interface ouverte à l'utilisateur et à la structure hiérarchique du langage de programmation.

Les simulations avec le logiciel WEST[®] sont hiérarchisées de la manière suivante: (i) créer une représentation virtuelle d'un système de traitement des eaux usées (ex., fosse septique, bassin anaérobie, réacteur à boues activées, etc.); (ii) introduire dans l'interface dénommée "Expérimentation", les valeurs d'entrée des variables d'état du modèle qui décrit le système; et (iii) compiler la représentation virtuelle et les données expérimentales collectées sur le système.

La représentation virtuelle du système se fait grâce à l'éditeur de configuration qui est une interface incorporée dans WEST[®] et la compilation, quant à elle, s'effectue grâce au simulateur nommé "MSL", intégré dans WEST[®]. En réalité, le simulateur "MSL" est un éditeur d'équations différentielles associées à chaque modèle incorporé dans ce logiciel WEST[®]. La matrice de Petersen qui inclue la cinétique et la stœchiométrie du modèle de chaque système (fosse septique dans notre cas) doit être encodé dans WEST[®] et c'est sur base de cette matrice que les simulations sont faites.

En d'autres termes, les simulations permettent de vérifier la cohérence d'un modèle théorique (c.à.d., modèle mathématique) qui décrit les processus du système, et permettent également de prédire le comportement des variables d'état du modèle.

Dans le cas des fosses septiques, les simulations avec WEST[®] présentent l'avantage d'évaluer: (i) la $DCO_{particulaire}$ et la $DCO_{soluble}$ à l'état stationnaire; (ii) la production des AGV (en équivalent acétate) et du méthane; et (iii) par conséquent, les performances épuratoires de ce type de réacteur.

Pour réaliser les simulations avec le logiciel WEST[®], il convient d'exprimer les variables en terme de DCO. A cet effet, la répartition de la DCO_{totale} sous ses différentes fractions telles que: le substrat combiné soluble et rapidement biodégradable (S_{sc}), le substrat acétate qui représente les AGV (S_{Ac}), le substrat hydrogène (S_{h2}), le méthane produit (S_{CH4}), le substrat soluble inerte (S_i), le substrat combiné particulaire et lentement biodégradable (X_{sc}), le substrat particulaire inerte (X_i), les biomasses acétogènes (X_{VFA}), les biomasses

méthanotogènes (X_{me}); a été réalisée (Figure VII.8). Ces fractions constituent des variables d'état qui caractérisent le système.

Les processus de décantation jouent un très grand rôle pour maintenir ces fractions dans le réacteur. Les composants particuliers décantables rejoignent les sédiments et les substrats solubles, quant à eux, se mélangent avec le volume d'eau présent dans la fosse septique . Grâce à l'activité bactérienne, les deux formes de substrat (soluble ou particulaire) subissent des transformations biochimiques dans le réacteur. Cependant, la fraction X_{sc} non décantable ne participe pas aux réactions puisqu'elle quitte le réacteur avec l'effluent de sortie.

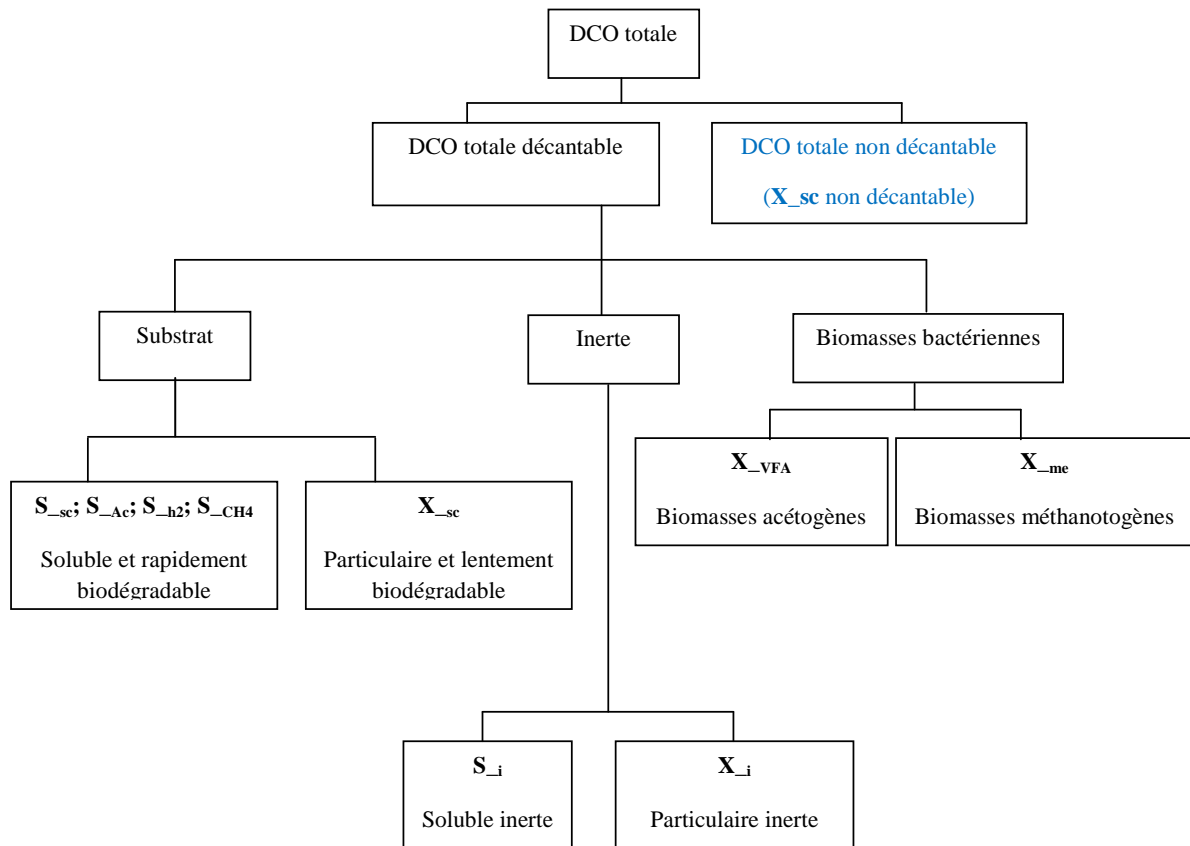


Figure VII.8: Répartition de la variable « DCO_{totale} » des eaux usées domestiques suivant les paramètres de notre modèle MFS/DDA.

Afin de palier aux problèmes techniques liés à l'utilisation du logiciel WEST[®], des simulations sur une filière complète (Figure VII.9) de traitement des eaux usées ont été envisagées. Cette filière comprend un bassin anaérobie placé en amont suivi de six autres bassins (dont deux lagunes aérés, un chenal algal à haut rendement, un bassin facultatif et deux bassins respectivement à Lemna et à Zooplanton). Les processus impliqués dans les fosses septiques (FS) étant presque similaires à ceux impliqués dans les bassins anaérobies, nous nous sommes permis de substituer une FS par un bassin anaérobie et faire des

simulations sur ce bassin. Au regard du volume du bassin anaérobie que nous avons choisi pour les simulations ($V_{\text{bassin}} = 4140 \text{ m}^3$), il est déductible que ce bassin équivaut en terme de taille, à environ 1000 fosses septiques, chacune servant 5 EH (équivalent habitant), ($V_{\text{FS}} = 4 \text{ m}^3$: voir Tableau I.2 au Chapitre I). Etant donné que chaque type de bassin de la filière (Figure VII.9) a son propre modèle, deux autres doctorants sont concernés dans ces simulations et ils ont respectivement travaillé sur des bassins à Lemna (Tangou, 2014) et à Zooplan (Liady, 2014).

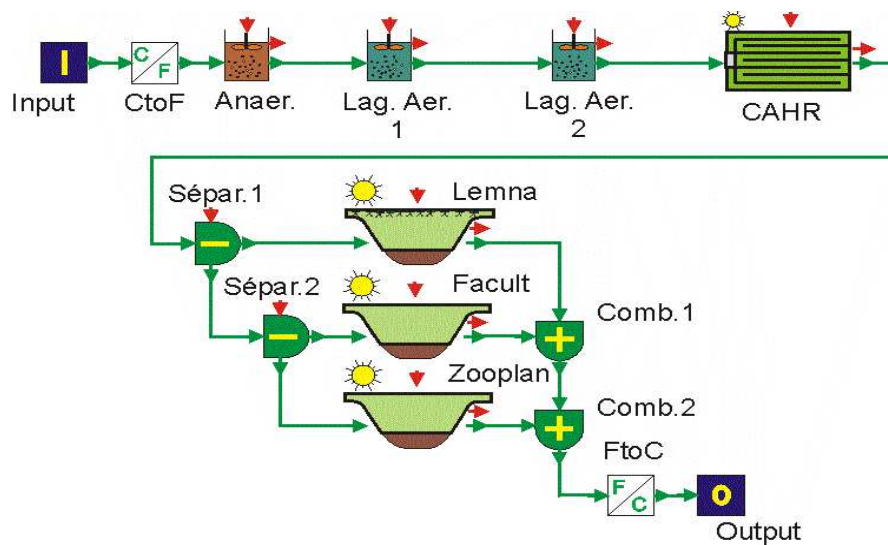


Figure VII.9: Configuration dans WEST® d'une filière de traitement des eaux usées incluant un bassin anaérobie (Zouhir, 2008).

Dans ces simulations, nous avons choisi arbitrairement une filière qui traiterait dans des conditions de Bujumbura (Burundi), **une charge nominale de 9000 EH** (Equivalent Habitants) avec un débit maximale (Q) de **900 m^3/j** . Ce débit a été calculé sur base d'un volume de rejet qui est à Bujumbura de **0,100 $\text{m}^3 \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$** (Niyongabo, 2006). Un temps de séjour (T_s) de **4,6 j** a été choisi (Paing, 2001). Le volume du bassin (V) résulte de la multiplication du débit à traiter (Q) et du temps de séjour (T_s), ce qui nous donne dans nos conditions, **$V = 4140 \text{ m}^3$** . Et, pour favoriser les conditions anaérobies dans le bassin, on joue sur sa profondeur (P) qui doit être suffisamment grand (**$P = 3,1 \text{ m}$** dans notre cas), (Paing, 2001). La surface de décantation (S) s'obtient en divisant le volume du bassin (V) par sa profondeur (P), ce qui nous donne dans notre cas, **$S = 1336 \text{ m}^2$** .

Le Tableau VII.14 présente sous forme de synthèse, les caractéristiques géométriques du bassin anaérobie qui a été utilisé dans les simulations.

Tableau VII.14: Caractéristiques du bassin anaérobie qui a été utilisé dans les simulations.

Désignation	Unité	Valeur
Charge nominale	EH (Equivalent Habitant)	9000
Débit (Q)	m ³ /j	900
Temps de séjour (Ts)	j	4,6
Volume (V)	m ³	4140
Profondeur (P)	m	3,1
Surface de décantation (S)	m ²	1336

La Figure VII.10 montre une représentation virtuelle selon WEST[®] d'un bassin anaérobie, sur la base duquel les simulations sont réalisées. L'«Input» désigne l'entrée de notre système. Il est suivi d'un convertisseur des concentrations en flux (C/F) parce qu'à ce niveau, le modèle intègre les flux plutôt que les concentrations. Ensuite intervient le bassin anaérobie désigné sur la représentation virtuelle par «Anaer.». Un convertisseur des flux en concentrations (F/C) intervient à la suite du bassin anaérobie pour faciliter l'interprétation de la qualité de l'effluent de sortie du système désigné par «Output».

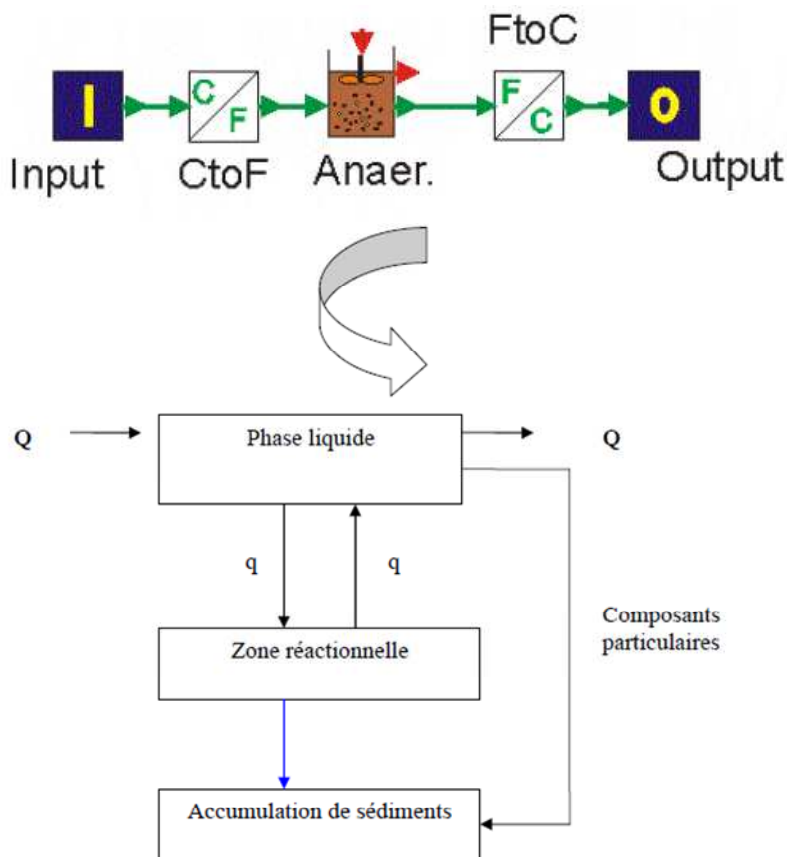


Figure VII.10: Représentation virtuelle selon WEST[®] du système d'épuration des eaux usées par bassin de digestion anaérobie (avec en dessous des détails sur le bassin de digestion anaérobie).

Le bassin anaérobie «Anaer.» (Figure VII.10) est composé de trois compartiments anaérobies. Un compartiment supérieur appelé « phase liquide » au travers de laquelle se déroule la décantation des matières en suspension (MES). Ces MES décantent directement au fond du bassin. Ce compartiment est suivi d'un compartiment intermédiaire nommé « zone réactionnelle », qui échange des composés solubles avec la phase liquide. Il impose des concentrations connues maximales en microorganismes. La biomasse bactérienne morte est dirigée sous forme de flux (représenté par la flèche bleue sur la Figure VII.10) vers le compartiment « zone d'accumulation de sédiments » et ne participe plus aux réactions.

La fonction de décantation appliquée dans la phase liquide est celle de Tay (1982) décrite au chapitre III de cette thèse.

Les processus biologiques qui interviennent dans ces trois compartiments sont ceux décrits dans notre matrice de Petersen que nous avons mise en place (Tableaux VII.11 et VII.12). Le flux d'échange entre le compartiment liquide et la zone réactionnelle est représenté par un débit constant « q » (voir Figure VII.10), qui doit rester toujours élevé par rapport au débit d'entrée afin de permettre un brassage suffisant.

Les caractéristiques de l'effluent d'entrée dans le bassin anaérobie qui sont utilisées dans nos simulations, dérivent des valeurs des variables qui caractérisent un équivalent habitant selon notre nouvelle approche (Figure VII.8 et Tableau VII.7 vus auparavant). Le Tableau VII.15 résume ces caractéristiques de l'effluent d'entrée.

Tableau VII.15: Répartitions de la DCO des eaux usées domestiques (cas du Burundi) suivant les paramètres de notre modèle MFS/DDA.

Les détails de calculs sont fournis en **Annexe VII.4**

Désignation	Valeur	Unité
S _{Ac}	1	gDCO/m ³
S _{CH4}	1	gDCO/m ³
S _{h2}	0	gDCO/m ³
S _{sc}	421,47	gDCO/m ³
S _i	44,83	gDCO/m ³
X _{sc} décantable	357,921	gDCO/m ³
X _{sc} non décantable	130,7	gDCO/m ³
X _{VFA}	87,05	gDCO/m ³
X _{meAc}	62,676	gDCO/m ³
X _{meH2}	24,374	gDCO/m ³
X _i	39,769	gDCO/m ³
Total	1170,79	gDCO/m³

VII.4 Conclusion

Cette étude a été réalisée dans le but de développer un modèle global de fonctionnement des fosses septiques (FS) tenant compte de tous les processus, y compris les processus de décantation et les processus de digestion anaérobie de la matière organique. Une étude préliminaire d'évaluation d'activité cinétique des biomasses des fosses septiques dans la phase des sédiments et dans la phase liquide a été réalisée. Les résultats ont montré que l'activité cinétique des acétogènes est quasi similaire dans la phase des sédiments et dans la phase liquide. Par contre, l'activité cinétique des méthanogènes s'est révélée plus élevée dans la phase des sédiments que dans la phase liquide. Le modèle global de fonctionnement des FS a ainsi été développé et présenté suivant le formalisme matriciel de Petersen, basé sur des bilans matière incluant les stœchiométries et les cinétiques.

Les simulations de fonctionnement des FS avec WEST[®] n'ont pas pu être réalisées avant le dépôt de cette thèse, suite à des problèmes techniques survenus au niveau de ce logiciel.

Bibliographie

- APHA, AWWA and WEF (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (20th Ed.)*. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, Washington, 1220 p.
- Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavilin V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. IWA-Publishing, London, 77 p.
- Bollon J. (2012). *Etude des mécanismes physiques et de leur influence sur la cinétique de méthanisation en voie sèche: essais expérimentaux et modélisation*. Ph.D. Thesis, Ecole doctorale de Chimie, Procédés, Environnement, Institut National des Sciences Appliquées de Lyon, 276 p.
- Chaggu E. J. (2004). *Sustainable Environmental Protection Using Modified Pit-Latrines*. Ph.D Thesis, Wageningen University, 140 p.
- Doran P. M. (1995). *Bioprocess Engineering Principles*. Academic Press Limited, London, pp.439.
- Effebe K. R. (2008). *Lagunage anaérobie: Modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 165 p.
- Gawande N. A., Reinhart D. R. and Yeh G. T. (2010). Modeling microbiological and chemical processes in municipal solid waste bioreactor, Part II: Application of numerical model BIOKEMOD-3P. *Waste Manage.* **30**(2), 211-8.

- Harerimana C. (2011). *Modélisation de l'activité des bactéries du soufre en lagunage*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 218 p.
- Henze M., Harremoës P., Jansen J.-C. and Arvin E. (2002). *Wastewater treatment: Biological and chemical processes*. Springer-Verlag, Berlin, 430 p.
- Henze M., Van Loosdrecht M. C. M., Ekama G. A. and Brdjanovic D. (2008). *Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design*. IWA publishing, London, 455 p.
- Husain A. (1998). Mathematical models of the kinetics of anaerobic digestion—a selected review. *Biomass and Bioenergy* **14**(5–6), 561-71.
- Liady N. D. (2014). *Production de Cladoceres dans les bassins de lagunage: Modélisation et analyse de rentabilité de leur valorisation*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège.
- Lyberatos G. and Skiadas I. V. (1999). Modelling of anaerobic digestion- A review. *Global Nest: the Int. J.* **1**(2), 63-76.
- Moletta R. (2008). *La méthanisation*. Lavoisier, Paris, pp.532.
- Niyongabo H. (2006). *Intégration des enjeux social et quantitatif pour la maîtrise de l'assainissement liquide en Afrique Tropicale : Application à la ville de Bujumbura*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences Appliquées, Université de Liège, 293 p.
- Paing J. (2001). *Bilan du carbone et du soufre dans le lagunage anaérobie. Contrôle de l'émission d'H₂S pour la réduction des nuisances olfactives*. Ph.D. Thesis, Faculté de pharmacie, Université de Montpellier I, 255 p.
- Pauss A., Andre G., Perrier M. and Guiot S. R. (1990). Liquid-to-gas mass transfer in anaerobic processes: Inevitable transfer limitations of methane and hydrogen in the biomethanation process. *Applied and Environmental Microbiology* **56**(6), 1636-44.
- Petersen E. E. (1965). *Chemical Reaction Analysis*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ.
- Philip H., Rambaud A. and Vasel J. L. (2008). Assainissement non collectif des habitations- Fonctionnement et dimensionnement. *Techniques de l'ingénieur* **W6 602**, 1-20.
- Pommier S. (2003). *Dynamique de populations microbiennes en culture mixte: Etude expérimentale en bioréacteur à membranes et modélisation du phénomène Killer chez Saccharomyces Cerevisiae*. Ph.D. Thesis, Génie des procédés et de l'Environnement, Institut national polytechnique de Toulouse, 285p.
- Rajbhandari B. K., Annachhatre A. P. and Vasel J. L. (2007). Modeling of anaerobic treatment of wastewater in ponds. *Watert. Sci. Technol.* **55**(11), 47-56.
- Ramirez I., Mottet A., Carrère H., Déléris S., Vedrenne F. and Steyer J. P. (2009). Modified ADM1 disintegration/hydrolysis structures for modeling batch thermophilic anaerobic digestion of thermally pretreated waste activated sludge. *Water Res.* **43**(14), 3479-92.
- Rittman B. E. and McCarty P. L. (2001). *Environmental Biotechnology. Principles and applications*. Mcgraw-Hill International Editions, New York, 755 p.

- Smith S. A. and Stöckle C. O. (2010). Self-consistent liquid-to-gas mass transfer calculations. *Bioresour. Technol.* **101**(23), 9361-5.
- Tangou T. T. (2014). *Etude et Modélisation de la contribution des macrophytes flottants (Lemna minor) dans le fonctionnement des lagunes naturelles*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège.
- Zhao B.-H., Yue Z.-B., Ni B.-J., Mu Y., Yu H.-Q. and Harada H. (2009). Modeling anaerobic digestion of aquatic plants by rumen cultures: Cattail as an example. *Water Res.* **43**(7), 2047-55.
- Zouhir F. (2008). *Modélisation d'une filière de traitement des eaux usées : Chenal Algal à Haut Rendement (CAHR)*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 156 p.

Chapitre VIII

BOUES DE VIDANGE DES FOSSES SEPTIQUES: CARACTERISATION ET VOIES DE VALORISATION

Résumé

Les fosses septiques (F.S) sont classées parmi les digesteurs anaérobies les plus utilisés au monde dans le domaine de traitement des eaux usées. Cependant, un des grands problèmes d'utilisation de ces dispositifs, est la gestion des boues de vidange. Cette étude vise à: (i) caractériser les boues de vidange des FS et déterminer leur potentiel méthanogène; (ii) élaborer des modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz à partir de quelques caractéristiques si les boues sont digérées; (iii) quantifier l'intérêt de leur co-digestion anaérobie avec des déchets solides organiques des marchés en vue de leur valorisation énergétique. Des paramètres indicateurs de pollution comme: DCO_{totale} , $DCO_{soluble}$, $DCO_{particulaire}$, DBO_5_{totale} , $DBO_5_{soluble}$, $DBO_5_{particulaire}$, $DBO_{totale\ infinie}$, MVS, MES, AGV, pH, SO_4^{2-} , $N-NH_4^+$, N_{total} et PO_4^{3-} ont par ailleurs été analysés sur des échantillons des boues de vidange de vingt et une fosses septiques. Pour une bonne interprétation des données, quelques ratios entre certains paramètres ont été déterminés. Il s'agit de: $DCO_{totale}/DBO_{totale\ infinie}$, $DCO_{totale}/DBO_5_{totale}$, $DCO_{part.}/MES$, $DBO_5_{part.}/MES$, MVS/MES , NH_4^+/DCO_{totale} , NH_4^+/N_{total} , $NH_4^+/DCO_{soluble}$, $DCO_{soluble}/SO_4^{2-}$, $DCO_{part.}/DCO_{totale}$, $DCO_{soluble}/DCO_{totale}$, $DBO_{totale\ infinie}/MES$, $MVS/DCO_{soluble}$ et $MVS/DBO_{totale\ infinie}$. Au regard des tendances centrales (valeurs médianes) correspondant à ces rapports (adimensionnels) entre paramètres (et qui sont respectivement égaux à 2,06; 2,83; 1,29; 0,49; 0,76; 0,10; 0,73; 0,40; 358; 0,79; 0,20; 0,85; 2,23 et 0,93), une hypothèse de valorisation des boues de vidange par digestion anaérobie a été formulée et exécutée. Néanmoins, celles-ci produisent de faibles quantités de biogaz (2,09 m³ biogaz/m³ boues fraîches de FS après deux mois de digestion; dont la composition est de 71% CH₄ contre 29 % CO₂). Ces résultats ont toutefois servi de base à l'établissement des modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz (cas de digestion des boues seules). Un logiciel de traitement statistique (statistica[®]) a été utilisé à cet effet, en appliquant un ajustement non linéaire de Gauss-Newton. Il a été constaté dans cette étude que les boues de vidange des FS sont presque stabilisées, du point de vue valorisation énergétique. Les valeurs des rapports $MVS/DCO_{soluble}$ (2,23) et $MVS/DBO_{totale\ infinie}$ (0,93) montrent en outre que ces boues contiennent plus de biomasse épuratrice que de substrat. Des essais dans des réacteurs pilotes (échelle de laboratoire) ont été exécutés pour évaluer l'intérêt de co-digestion anaérobie des boues de vidange des FS avec des déchets solides organiques des marchés. L'étude a été menée en cinq scénarii différents, définis sur base d'un critère « Ratio: $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ ». En d'autre terme, ce critère n'est rien d'autre que le rapport biomasse-substrat.

Les ratios: $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ respectivement égaux à 0,3; 0,5; 1; 1,5 et 2 ont été évalués. Le rapport $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ égal à 0,3 est jugé optimal pour une bonne valorisation de ces déchets avec un taux de production maximal de biogaz égal à 12,14 m³ biogaz/m³ mélange frais de gadoues-déchets. La composition du biogaz produit est de 65,6% CH₄ de moyenne contre 34,4% de CO₂ de moyenne.

Mots clés: Fosses septiques; Boues de vidange; Caractérisation; Biomasse épuratrice; Potentiel méthanogène; Co-digestion anaérobie; Déchets solides organiques; Valorisation énergétique.

VIII.1. Introduction

L'assainissement non collectif (ANC) constitue dans le cadre des eaux usées, un sujet à part entière qui reste jusqu'à nos jours une préoccupation pour les chercheurs du domaine. D'après Koné et Strauss (2004b), environ un tiers de la population mondiale est desservi par des installations autonomes pour gérer leurs eaux usées au niveau de la parcelle. En Afrique subsaharienne par exemple où ces dispositifs sont largement utilisés (65 à 100 %) (Montangero *et al.*, 2000; Strauss *et al.*, 2000b; Dodane *et al.*, 2012), les fosses septiques (FS) sont préférentiellement exploitées, notamment dans les villes (Koné & Strauss, 2004a). C'est pourquoi ces ouvrages sont classées parmi les digesteurs anaérobies les plus utilisés au monde dans ce domaine de traitement des eaux usées (McCarty, 2001; Coelho *et al.*, 2003; Wibisono *et al.*, 2003). Néanmoins, un des grands problèmes d'utilisation de tels dispositifs, est la gestion des boues de vidange. Elles sont produites en quantité importante compte tenu des statistiques d'exploitation de ces installations. D'ailleurs, leur gestion reste jusqu'à nos jours, un défi majeur pour la plupart des pays en développement. Celles-ci sont souvent déversées dans la nature sans aucun contrôle (lieux, manutentions), ce qui occasionne de sérieux risques sanitaires pour la population et pour l'environnement (Strauss *et al.*, 1997; Strauss *et al.*, 2000a; Koanda, 2006). La Figure VIII.0 suivante illustre par conséquent la pertinence d'une gestion des boues de vidange dans la zone de cette étude, ce qui met par ailleurs en contexte, le présent sujet de recherche.



Figure VIII.0: La mise en contexte du Chapitre VIII: Gestion des boues des boues de vidange dans la zone d'étude

Toutefois, une revue de la littérature montre que quelques techniques de traitement de ces boues de vidange ont été étudiées et rendues opérationnelles sur le terrain, mais que très peu d'études d'investigations des voies de valorisation énergétiques ont été menées.

En effet, Ingallinella *et al.* (2002) ont proposé qu'une bonne gestion des boues de vidange des FS consiste à faire un prétraitement de séparation de la fraction solide et de celle liquide, puis faire un post-traitement selon les suggestions fournies à la Figure VIII.1. Ces techniques ont alors attiré l'attention des chercheurs du domaine et certaines d'entre elles sont déjà ou entrain d'être investiguées par EAWAG/ SANDEC et leurs partenaires (par exemple ceux d'Argentine, Ghana, Thaïlande et Philippines). En Afrique sub-saharienne, des projets pilotes relatifs à certaines de ces techniques ont déjà été lancés (Tableau VIII.1),(Strauss & Montangero, 2002). Par ailleurs, le choix de l'un ou l'autre de ces procédés dépend essentiellement des objectifs de traitement (récupération d'énergie et/ou des fertilisants agricoles, réutilisation des eaux en irrigation, déversement des effluents dans les eaux de surface, etc.).

D'après Klingel *et al.* (2002), les boues de vidange sont des produits difficiles à manier, riches en polluants microbiologiques mais constituant un bon engrais organique lorsqu'elles sont bien traitées. Les lits de séchage non plantés sont jugés efficaces dans une séparation des fractions solides et liquides de ces boues lorsqu'une charge organique surfacique maximale de $330 \text{ kg de MS.m}^{-2}.\text{an}^{-1}$ est appliquée (Strauss *et al.*, 1997). Néanmoins, une hygiénisation de la fraction solide s'impose avant son utilisation car 100% des œufs d'helminthes sont retenus dans celle-ci (Cofie *et al.*, 2006). Les boues de vidange présentent par ailleurs un avantage par rapport à des boues des stations d'épuration car elles contiennent moins de polluants chimiques (Santé Canada, 2004). Elles sont des fertilisants organiques appréciables, qui recyclent l'azote, le phosphore, le potassium et voire même le carbone (Montangero & Belevi, 2007; Cofie *et al.*, 2010). Pour Cofie *et al.* (2009), lorsque ces boues de vidange sont d'abord séchées (à l'aide des lits de séchage), leur co-compostage avec des déchets organiques solides (suivant le rapport déchets des marchés et boues de vidange dans les proportions 2:1 ou déchets ménagers et boues de vidange dans les proportions 3:1), produit un compost sain et de bonne qualité (après 12 semaines et en tournant le compost tout les 10 jours). Klingel *et al.* (2002), Ingallinella *et al.* (2002) et Koné et Strauss (2004b) estiment en outre que les lits de séchage plantés offrent des avantages, notamment celui de permettre une bonne séparation des fractions solides et liquides, puis celui de produire des boues déshydratées, stabilisées et hygiénisées pouvant être directement utilisées en agriculture. Une charge organique

surfacique de $250 \text{ kg de MS.m}^{-2}.\text{an}^{-1}$ a été jugée optimale pour une bonne gestion de la filière (Strauss & Montangero, 2002; Koottatep *et al.*, 2005). Pour cette raison, afin d'exploiter la technique de manière rationnelle, il est conseillé de mettre en place plusieurs lits de séchage en parallèle et appliquer un cycle de fonctionnement qui permet une alternance des périodes de repos et d'alimentation (Liénard *et al.*, 2008). Les bassins de sédimentation/épaississement constituent aussi une solution alternative de gestion des boues de vidange (Ingallinella *et al.*, 2002). Leur principe de conception repose sur deux critères: le taux d'accumulation des solides décantables et le volume des bassins (Strauss & Montangero, 2002). Un co-traitement des gadoues des fosses septiques avec des eaux usées dans une station d'épuration (STEP) n'est envisageable par contre que lorsque la capacité de la STEP le permet. Pour Valencia *et al.* (2009), une élimination des boues de vidange des FS dans des décharges, constitue également une alternative à leur traitement. Ces auteurs considèrent que les boues de vidange fournissent une biomasse bactérienne active, améliorant ainsi les performances de ce genre de bioréacteurs.

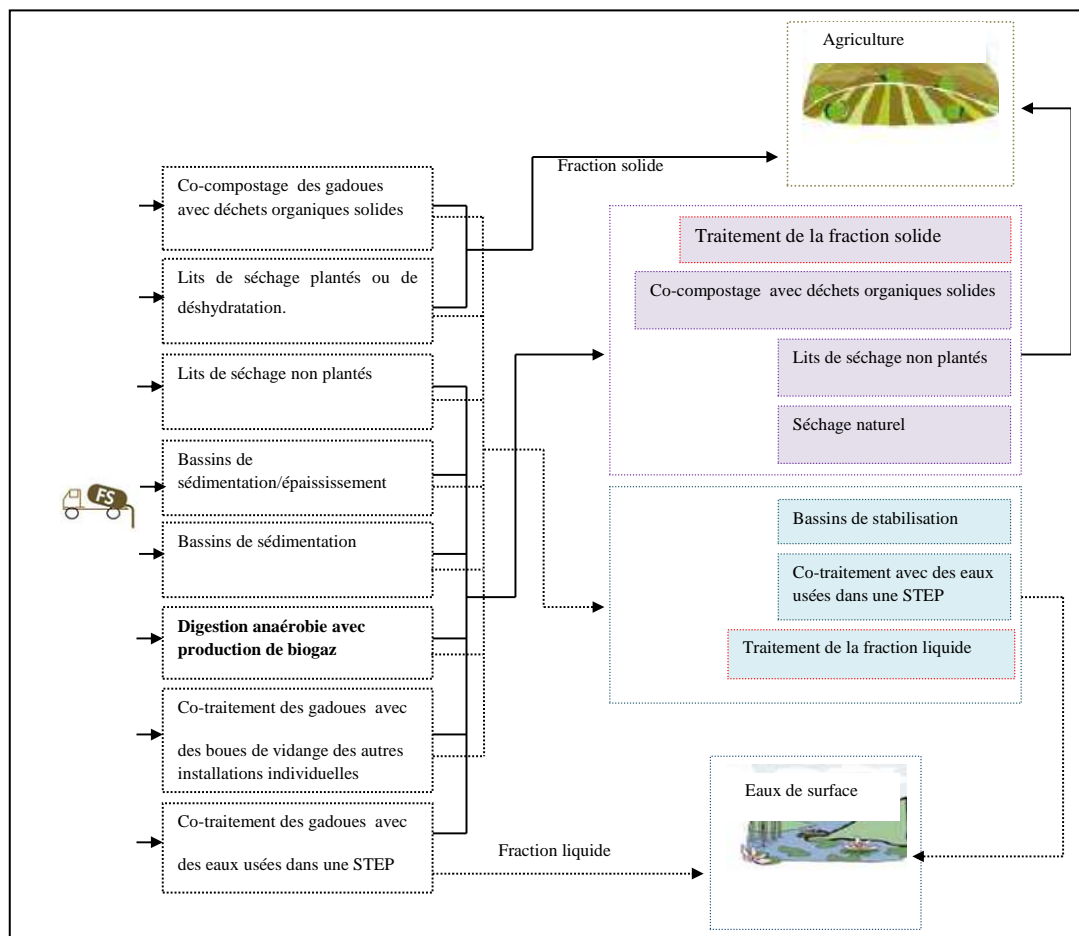


Figure VIII.1: Les différentes possibilités de traitement des gadoues des fosses septiques (Ingallinella *et al.*, 2002), (où le trait continu: \rightarrow désigne la fraction solide; le trait discontinu: $\cdots \rightarrow$ représente la fraction liquide)

Tableau VIII.1: Typologie des ouvrages de traitement des boues de vidange rencontrés en Afrique subsaharienne

Ville/Pays	Type de traitement et le nombre d'unités
Accra/Ghana	Lagunage (2)
Kumasi/Ghana	Lagunage (3) Co-compostage (1 station pilote)
Cotonou/Bénin	Bassins de sédimentation + lagunage (1)
Bamako/Mali	Lits de séchage non plantés (1) Lagunage (1 station non mise en service)
Ougadougou/Burkina Faso	Lits de séchage + Co-traitement avec les eaux usées dans une STEP de type lagunage (station non mise en service pour les boues)
Dakar/Sénégal	Décantation + Co-traitement avec les eaux usées dans des STEP à boues activées (3)
Conakry/Guinée	Sédimentation + dégazage + bassin anaérobie (1)
Botswana	Co-traitement avec les eaux usées dans une STEP de type lagunage
Tanzanie	Co-traitement avec les eaux usées dans une STEP de type lagunage
Bujumbura/Burundi*	Co-traitement avec les eaux usées dans une STEP de type lagunage

Source : Strauss et Montangero (2002) et *(SETEMU (Services Techniques Municipaux), 1993)

Eu égard à la revue de la littérature, il semble que peu d'études se sont intéressées aux voies de valorisation énergétique des boues de vidange des FS par digestion anaérobie (boues seules) d'une part et leur co-digestion anaérobie avec des déchets solides organiques des marchés d'autre part. De nombreuses études ont tout simplement été menées pour évaluer la technique de co-digestion des boues des stations d'épuration avec des déchets solides (Gómez *et al.*, 2006; Sosnowski *et al.*, 2008; Borowski & Weatherley, 2013; Cabbai *et al.*, 2013; Donoso-Bravo & Fdz-Polanco, 2013; Hidaka *et al.*, 2013; Pitk *et al.*, 2013). Ainsi, la nouvelle piste de recherche dont l'objectif global est de contribuer à l'amélioration de la gestion des boues de vidange et des déchets solides organiques, sera développée dans la présente étude. Néanmoins, une telle recherche ne saurait être amorcée sans faire une caractérisation plus détaillée de ces déchets. C'est pourquoi cette étude vise à: (i) Caractériser les boues de vidange des fosses septiques et déterminer leur potentiel biogaz;(ii) élaborer des modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz à partir de quelques caractéristiques si les boues sont digérées; (iii) quantifier l'intérêt de leur co-digestion anaérobie avec des déchets solides organiques des marchés en vue de leur valorisation énergétique.

VIII.2. Matériel et méthodes

Dans cette étude où toutes les expérimentations et analyses ont été réalisées au Burundi, une caractérisation plus détaillée des boues de vidange des fosses septiques (FS) a constitué une première étape dans l'étude des voies de leur valorisation. A cet effet, des paramètres indicateurs de pollution comme: DCO_{totale} , $DCO_{soluble}$, $DCO_{particulaire}$, DBO_5_{totale} , $DBO_5_{soluble}$, $DBO_5_{particulaire}$, $DBO_{totale\ infinie}$ (L_o), MVS, MES, AGV, pH, SO_4^{2-} , $N-NH_4^+$, N_{total} et PO_4^{3-} ont été analysés sur vingt et une fosses septiques. Pour ce faire, la méthode colorimétrique (ISO 15705) recourant à l'usage d'un minéralisateur (Spectroquant[®]TR420) et photomètre-lecteur (Spectroquant[®]NOVA60) a été employée pour la mesure des DCO_{totale} et $DCO_{soluble}$ (respectivement sur des échantillons bruts et filtrés avec des filtres GF/C). La $DCO_{particulaire}$ a été déduite de la différence entre les deux autres formes de DCO, mesurées sur des échantillons bruts et filtrés. Les manomètres OxiTop[®] à affichage digital ont servi à la détermination des $DBO_{5_{totale}}$, $DBO_{5_{soluble}}$ et $DBO_{totale\ infinie}$ (sur des échantillons bruts et filtrés avec des filtres GF/C); tout en précisant que les échantillons filtrés étaient réensemencés avec une boue biologique active des FS. Par ailleurs la $DBO_{infinie\ totale}$ a été déterminée en incubant les échantillons, à l'obscurité pendant vingt et un jours sous agitation, puis la méthode de Thomas (vue auparavant au chapitre II), (Phelps, 1944; Thomas, 1950; Eckenfelder, 1982; Galleguillos & Vassel, 2011) a été utilisée pour son estimation. La $DBO_{5_{totale}}$ n'a cependant été calculée que pour les cinq premiers jours d'incubation. La $DBO_{5_{particulaire}}$ a alors été obtenue par la différence entre les deux formes de DBO_5 , mesurées sur des échantillons bruts et filtrés. Les MES et MVS ont été déterminés selon les méthodes classiques (APHA *et al.*, 1998). Alors que les AGV ont été dosés à l'aide de la méthode titrimétrique (Buchauer, 1998), un pH-mètre (HANNA[®]) a servi pour les mesures de pH. Quant au dosage des ions SO_4^{2-} , la méthode turbidimétrique (US Standard Methods 4500- SO_4^{2-} E.), (APHA *et al.*, 1998) a été utilisée. Les concentrations en azote ammoniacal, azote total et ions PO_4^{3-} ont par ailleurs été dosées par les méthodes colorimétriques utilisant des kits Spectroquant[®] Nova 60 (Merck).

En ce qui concerne l'étude des voies de valorisation des boues de vidange des FS via la digestion anaérobie (des boues de vidange seules) d'une part et via leur co-digestion anaérobie (avec des déchets solides organiques) d'autre part, un montage expérimental utilisé ressemble à celui déjà présenté auparavant (Figures IV.1_a et IV.1_b du Chapitre IV) et qui comprend 3 parties: digestion anaérobie, quantification biogaz et détermination des teneurs en CH_4 et CO_2 dans le biogaz. Le principe du procédé est tel que la digestion est faite dans des réacteurs

biologiques fermés hermétiquement avec des bouchons spécifiques. Dans cette étude, ceux de deux litres (2 l) ont alors été utilisés (en cas de digestion des boues seules) alors que ceux de deux litres (2 l) et quatre litres (4 l) ont servi en co-digestion des boues de vidange avec les déchets solides organiques. Chacun d'eux possédait trois ouvertures dont une permettait d'amener le biogaz vers une éprouvette renversée pour quantification (à l'aide d'un tuyau d'amené de gaz). Une des deux autres ouvertures a permis d'introduire un milieu de culture favorisant la croissance des bactéries anaérobies (Tableau IV.1 vu auparavant au Chapitre IV) puis l'azote gazeux afin de chasser l'oxygène présent éventuellement dans le volume mort du réacteur. Il convient par ailleurs de signifier que ce milieu de culture représentait dans chacun des réacteurs, 5 % (v/v) du volume utile de celui-ci (c.à.d. le volume occupé par l'échantillon). La troisième ouverture a permis d'échantillonner dans le réacteur afin d'évaluer l'évolution du milieu réactionnel (pH et $\text{DCO}_{\text{totale}}$ notamment en co-digestion des boues de vidange avec des déchets solides organiques). Dans un bac où étaient plongées les éprouvettes renversées (pour quantification du biogaz), une solution piège constituée d'une eau saturée en NaCl et acidifiée à pH_2 était utilisée car le principe consiste à un déplacement du liquide par le gaz. Il convient de noter que cette saturation et acidification de la solution piège intervient pour éviter que le CO_2 du biogaz puisse se solubiliser (Walker *et al.*, 2009). Etant donné que les éprouvettes renversées portaient des robinets à gaz, un bouchon septum (préparé à cet effet) était ensuite appliqué sur chacun de ces robinets afin de prendre un échantillon de biogaz (de volume connu) avec une seringue de 60 ml et le faire passer dans un dispositif de détermination des teneurs en CH_4 et CO_2 (Figure IV.1_b vu aussi auparavant au Chapitre IV). Pendant l'injection de cet échantillon de biogaz, le CO_2 est absorbé dans une solution de KOH 9N se trouvant dans le dispositif et le CH_4 n'étant pas soluble, déplace celle-ci, ce qui facilite la quantification du volume de ce gaz méthane. Le volume de CO_2 correspond à la différence entre le volume de biogaz injecté et celui de CH_4 . Dans cette étude, la température était fixée à 30°C, température supposée être moyenne par rapport à la variation de la température à Bujumbura (Burundi) (Celle-ci variant entre 25°C et 35°C selon les saisons). Pour maintenir les réacteurs à cette température de travail, des résistances de chauffage réglables étaient plongées dans des bacs contenant l'eau et les bioréacteurs. Les agitateurs magnétiques sur lesquels les bacs étaient placés, ont permis de répartir de manière homogène la température. Il est sous-entendu que dans les bacs à eau et réacteurs, des barreaux magnétiques étaient placés. Des mousses solides en polyuréthane ont aussi été utilisées pour minimiser d'une part des variations de température dans les bacs contenant l'eau et réacteurs en cas de coupure

d'électricité, et pour réduire d'autre part l'évaporation de la solution piège dans les bacs contenant les éprouvettes renversées (Figure VIII.2).

Les échantillons des déchets solides organiques utilisés lors des essais de co-digestion anaérobie ont été prélevés à un dépôt d'immondices, qui était situé tout près du marché de Jabe (un quartier de la ville de Bujumbura (date d'échantillonnage: mars 2012). Dans ces essais, il a été analysé une fraction des déchets solides organiques de composition choisie arbitrairement: feuilles et tiges des légumes (20%), résidus des fruits (20%), épluchures de maïs (20%), épluchures de banane (20%), épluchures de (manioc, pomme de terre, patate douce, colocase) (20%). Cinq scénarii différents, définis sur base d'un critère « Ratio: $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ », ont été évalués. En d'autres termes, ce critère n'est rien d'autre que le rapport biomasse-substrat. Les ratios: $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ respectivement égaux à 0,3; 0,5; 1; 1,5 et 2 ont donc été analysés. Dans les conditions des essais de la présente étude, ces précédents scénarii correspondaient dans le même ordre (en g de déchets solides organiques frais/g de MVS_{FS}), respectivement à 15,25; 9,14; 4,57; 3,05 et 2,28. Ces valeurs ont été calculées sur base des caractéristiques des boues de vidange des fosses septiques (FS) et déchets solides organiques, utilisés lors des essais de co-digestion anaérobie (Tableau VIII.2).

Tableau VIII.2: Caractéristiques des boues de vidange des fosses septiques et déchets solides organiques, utilisés lors des essais de co-digestion anaérobie

Paramètre	Nature d'échantillon	
	Boues de vidange des fosses septiques	Déchets solides organiques mixtes
DCO_{totale} (mg/l)	22500	
$DCO_{soluble}$ (mg/l)	5010	
$DCO_{particulaire}$ (mg/l)	17490	
$DBO_{totale\ infinie}$ (mg/l)	11860	
MES (mg/l)	13950	
MVS_{FS} (mg/l)	11030	
MS (%)		29
MOV (en % de MS)		75,37
$MOV_{déchets}$ (en % de matière fraîche)		21,86



Figure VIII.2: Montage expérimental par rapport à cette présente partie.

VIII.3. Résultats et discussions

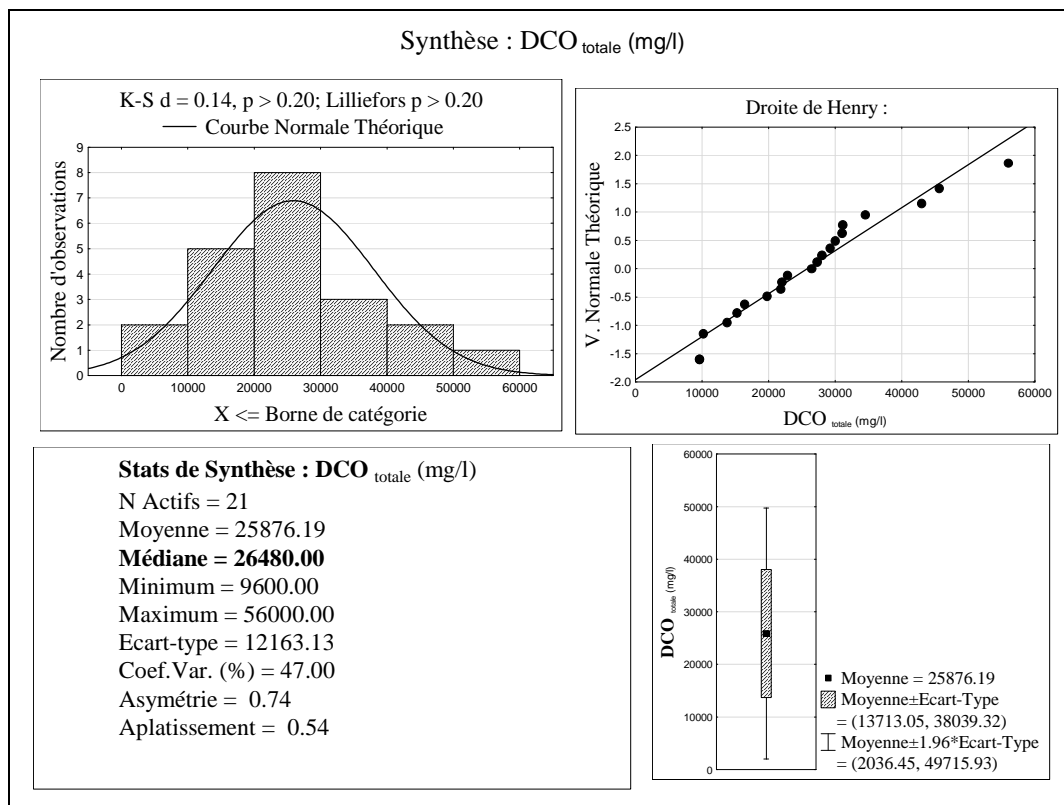
VIII.3.1 Cas de Caractérisation des boues des fosses septiques, leur digestion anaérobie et modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz

Pour bien traiter les données et interpréter les résultats correctement, des distributions des paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange des FS ont d'abord été analysées à l'aide du logiciel Statistica[®], en vue de tester leur normalité et déduire les valeurs des tendances centrales. Ce sont ces dernières qui ont été considérées dans la suite du travail. Pour rappel, une distribution est dite normale si les cinq conditions suivantes sont réunies (Frontier *et al.*, 2007):

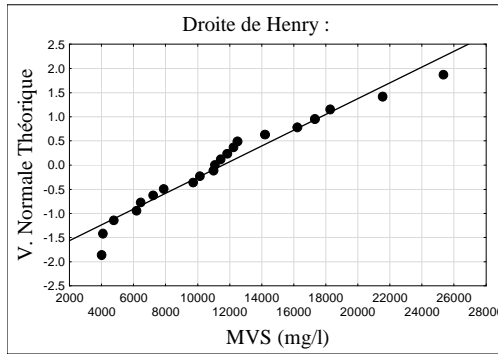
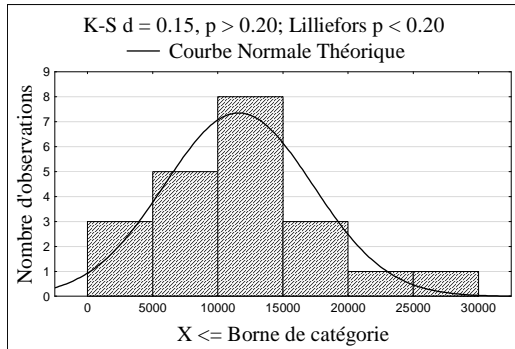
- les Tests de normalité de Kolmogorov-Smirnov (K-S) et Lilliefors confirment la normalité de la distribution étudiée. En effet, avec de tels tests, il s'agit d'évaluer l'hypothèse: "la distribution étudiée s'approche-t-elle d'une distribution normale?". Cette hypothèse est rejetée uniquement quand la probabilité (p) pour chacun des deux tests est inférieure à 0,05. Autrement dit, si $p > 0,05$ pour chacun des deux tests, la distribution étudiée s'apparente à une distribution normale;
- l'asymétrie (qui mesure l'écart de la distribution à une symétrie parfaite) est nulle;
- l'aplatissement (qui mesure la hauteur de la distribution) est également nul;

- les données sont linéairement distribuées suivant la droite de Henry;
- la moyenne et la médiane sont très proches.

Ainsi, afin de ne pas alourdir le chapitre, quelques exemples de distributions des paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange des vingt et une fosses septiques ayant fait l'objet d'étude sont ci-dessous présentés (cas de DCO_{totale} , DBO_{totale} infinie, MVS et Azote total), (Figure VIII.3) et les cas des autres paramètres (pH, $DCO_{soluble}$, $DCO_{particulaire}$, MES, DBO_5 totale, DBO_5 filtrée, DBO_5 particulaire, AGV, $N-NH_4^+$, PO_4 et SO_4^{2-}) sont mis en **Annexe VIII.1**.

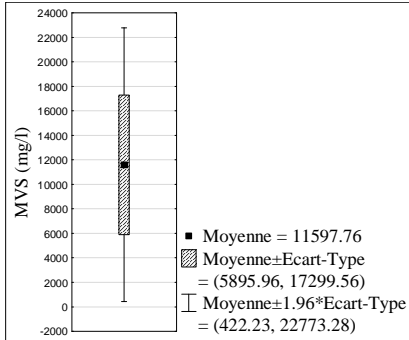


Synthèse : MVS (mg/l)

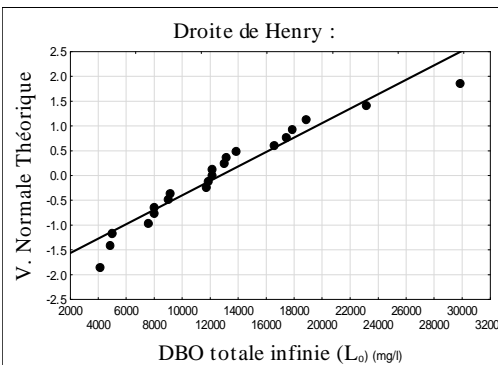
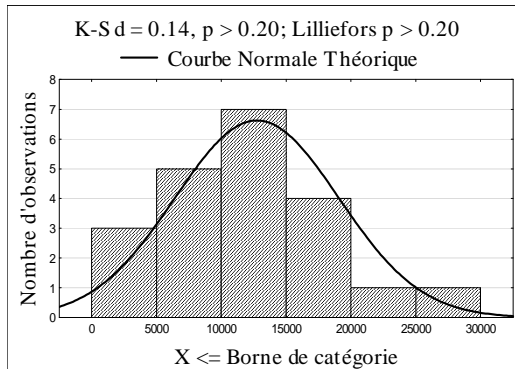


Stats de Synthèse : MVS (mg/l)

N Actifs = 21
Moyenne = 11597.76
Médiane = 11080.00
Minimum = 4020.00
Maximum = 25340.00
Ecart-type = 5701.79
Coef.Var. (%) = 49.16
Asymétrie = 0.76
Aplatissement = 0.31

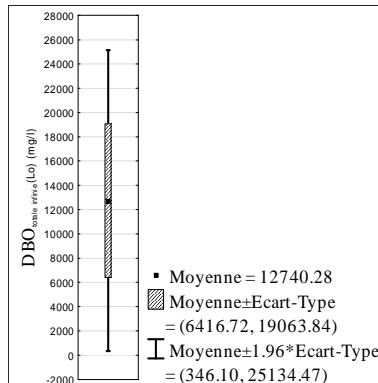


Synthèse : DBO totale infinie (Lo) (mg/l)



Stats de Synthèse : DBO totale infinie (Lo) (mg/l)

N Actifs = 21
Moyenne = 12740.28
Médiane = 12150.00
Minimum = 4180.00
Maximum = 29840.00
Ecart-type = 6323.56
Coef.Var. (%) = 49.63
Asymétrie = 1.01
Aplatissement = 1.34



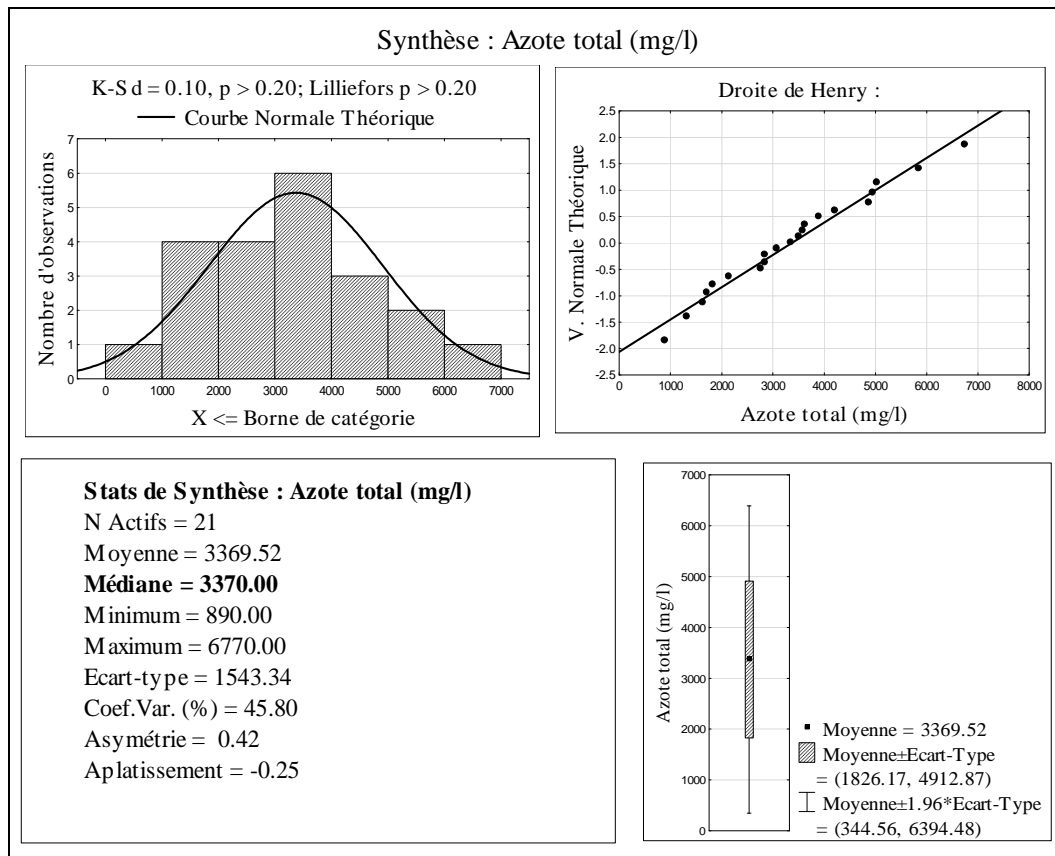


Figure VIII.3: Quelques exemples de distributions des paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange

Sur la base des conditions de normalité d'une distribution, il a été remarqué que la majorité des distributions s'apparente à une distribution normale mais que certaines s'écartent légèrement de la normalité (cas de DCO soluble, DBO₅ particulaire et DBO totale infinie). Pour ces raisons, les médianes ont été considérées comme tendances centrales des distributions de ces paramètres mesurés. Cela signifie qu'en conditions Burundaises, les caractéristiques des boues de vidange peuvent se résumer comme suit:

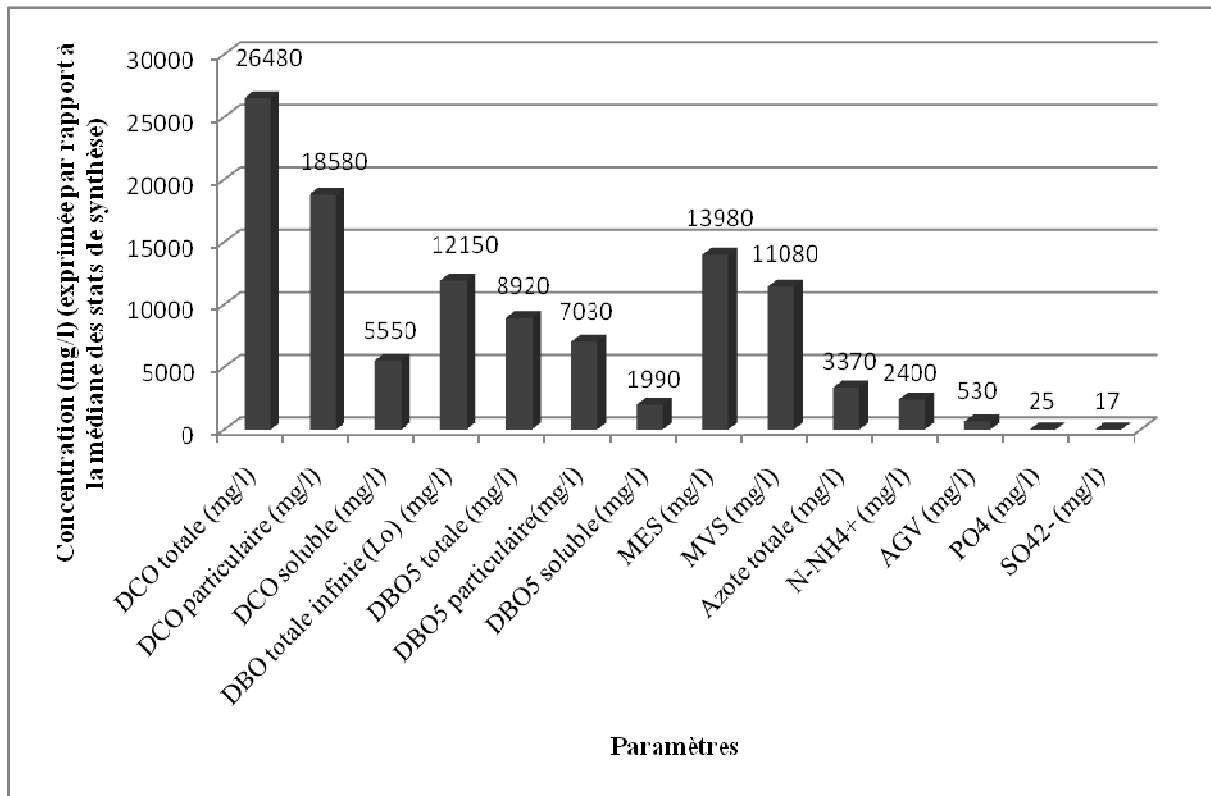
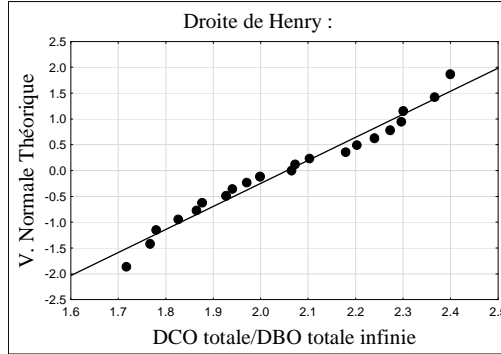
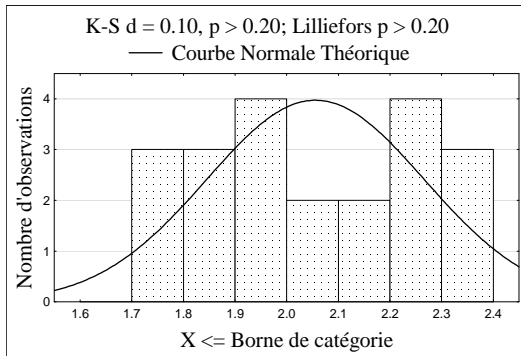


Figure VIII.4: Caractéristiques des boues de vidange des FS (conditions burundaises): comportement des paramètres mesurés

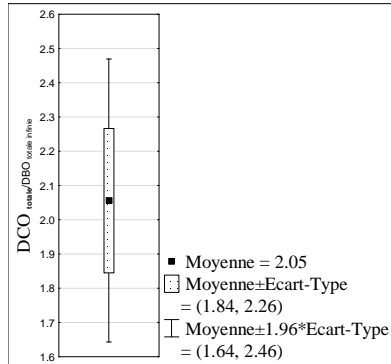
En comparant ces résultats avec ceux de la littérature, surtout par rapport aux paramètres classiques (DCO_{totale} , DBO_5 , MES et $N-NH_4^+$) qui sont souvent mesurés, il ressort qu'ils sont dans la même gamme (Heinss *et al.*, 1998; Klingel *et al.*, 2002). Cependant, pour mieux les interpréter, des ratios entre les tendances centrales de ces paramètres ont été calculés et des nouvelles distributions ont été mises en exergue dont certaines sont ci-dessous présentées en guise d'exemples (cas de $DCO_{totale}/DBO_{totale\ infinie}$, NH_4^+/DCO_{totale} , $DCO_{soluble}/DCO_{totale}$, $MVS/DCO_{soluble}$), (Figure VIII.5). Les autres distributions (cas de $DCO_{totale}/DBO_5\ totale$, $DCO_{part.}/MES$, $DBO_5\ part./MES$, MVS/MES , NH_4^+/N_{total} , $NH_4^+/DCO_{soluble}$, $SO_4^{2-}/DCO_{soluble}$, $DCO_{soluble}/SO_4^{2-}$, $DCO_{part.}/DCO_{totale}$, $DBO_{totale\ infinie}/MES$, $MVS/DBO_{totale\ infinie}$) sont mises en **Annexe VIII.2**.

Synthèse : DCO totale/DBO totale infinie

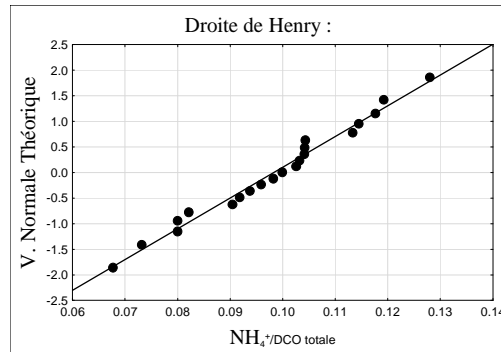
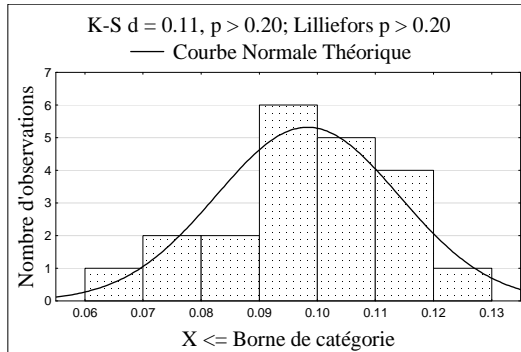


Stats de Synthèse : DCO totale/DBO totale infinie

N Actifs = 21
Moyenne = 2.05
Médiane = 2.06
Minimum = 1.71
Maximum = 2.39
Ecart-type = 0.21
Coef.Var. (%) = 10.25
Asymétrie = 0.04
Aplatissement = -1.25

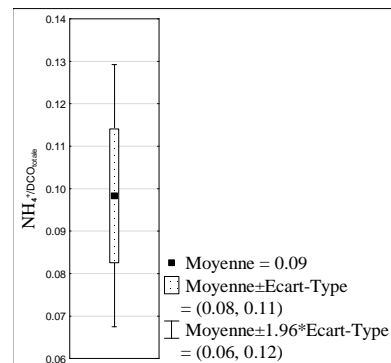


Synthèse : NH_4^+ /DCO totale



Stats de Synthèse : NH_4^+ /DCO totale

N Actifs = 21
Moyenne = 0.09
Médiane = 0.10
Minimum = 0.06
Maximum = 0.12
Ecart-type = 0.01
Coef.Var. (%) = 16.02
Asymétrie = -0.15
Aplatissement = -0.42



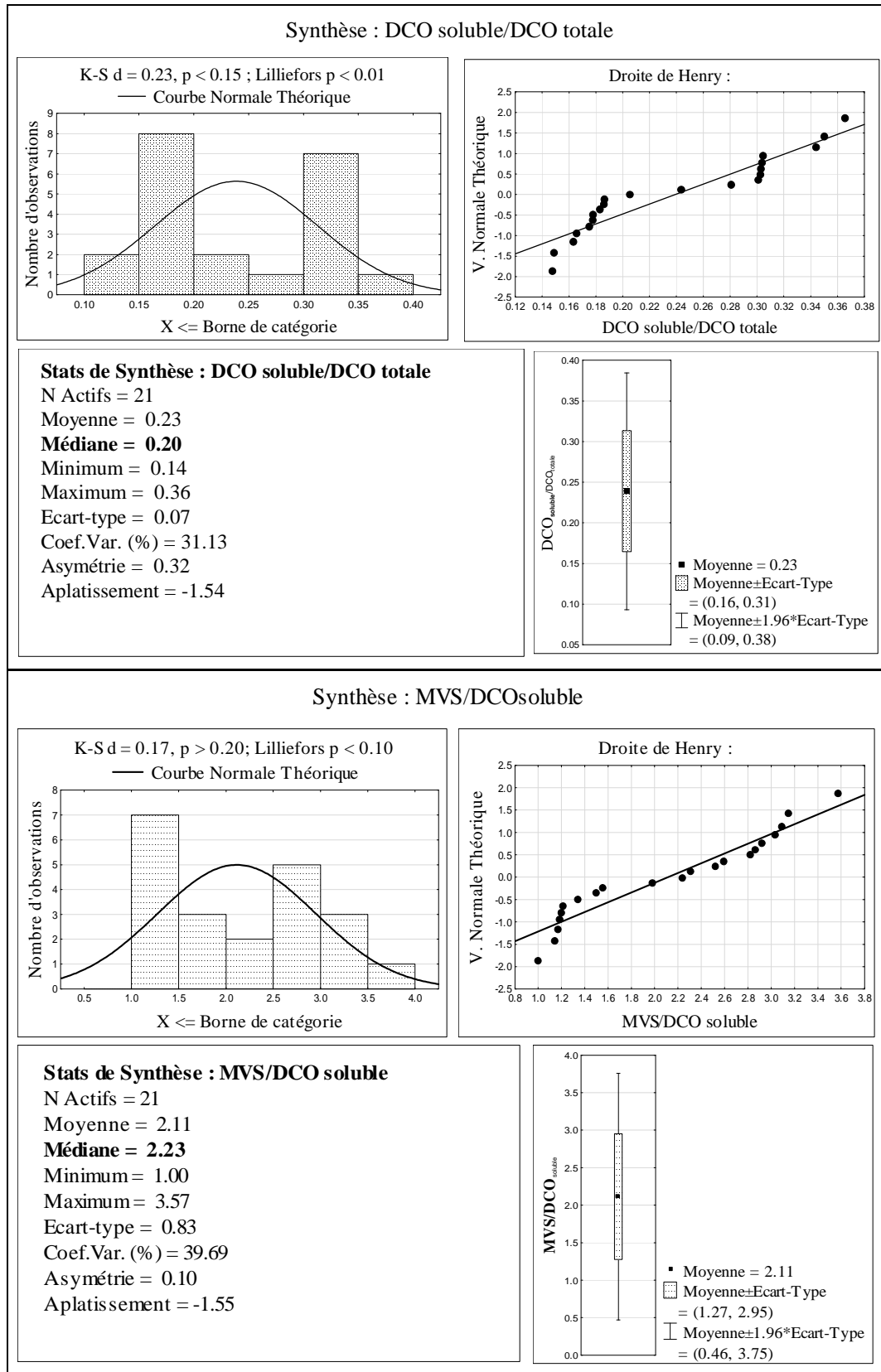


Figure VIII.5: Quelques exemples de distributions des ratios entre certains paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange

En reconsidérant les conditions de normalité d'une distribution (mentionnées au début cette même section), le Test de Lilliefors rejette l'hypothèse de normalité pour la plupart des distributions des ratios entre les paramètres mesurés ($p < 0,05$), bien que les données soient linéairement distribuées sur la droite de Henry. C'est le cas de $DCO_{part.}/MES$, MVS/MES , NH_4^+/N_{total} , $NH_4^+/DCO_{soluble}$, $DCO_{part.}/DCO_{totale}$, $DCO_{soluble}/DCO_{totale}$, $DBO_{totale\ infinie}/MES$, $MVS/DCO_{soluble}$, $MVS/DBO_{totale\ infinie}$, $SO_4^{2-}/DCO_{soluble}$, $DCO_{soluble}/SO_4^{2-}$. Ces deux derniers ratios ont manifestement montré une tendance sur la droite de Henry et un test d'autres tendances a été effectué, ce qui a prouvé que la distributions de ceux-ci suivent une distribution Log-normale. Au regard de toutes ces distributions des ratios entre les paramètres, les médianes ont été jugées appropriées pour représenter leurs tendances centrales. Ainsi, une récapitulation suivante peut être retenue:

Tableau VIII.3: Caractéristiques des boues de vidange des FS (conditions burundaises): comportement des ratios entre paramètres mesurés

$DCO_{totale}/DBO_{totale\ infinie}$	$DCO_{totale}/DBO_{5\ totale}$	$DCO_{part.}/MES$	$DBO_{5\ part.}/MES$	MVS/MES	NH_4^+/DCO_{totale}	NH_4^+/N_{total}
2,06	2,83	1,29	0,49	0,76	0,10	0,73
$NH_4^+/DCO_{soluble}$	$DCO_{soluble}/SO_4^{2-}$	$SO_4^{2-}/DCO_{soluble}$	$DCO_{part.}/DCO_{totale}$	$DCO_{soluble}/DCO_{totale}$		
0,40	358	0,002	0,79	0,20		
$DBO_{totale\ infinie}/MES$	$MVS/DCO_{soluble}$	$MVS/DBO_{totale\ infinie}$				
0,85	2,23	0,93				

Les rapports $DCO_{totale}/DBO_{totale\ infinie}$ et $DCO_{totale}/DBO_{5\ totale}$ respectivement égaux à 2,06 et 2,83 montrent que ces boues de vidange sont encore biodégradables. Ceci se confirme d'ailleurs, pour un substrat biodégradable, par une valeur du rapport $DCO_{totale}/DBO_{totale}$ classiquement connu ($1,25 < DCO_{totale}/DBO_{totale} < 3$), (Edeline, 1997). Les ratios $DCO_{part.}/MES$ et $DBO_{5\ part.}/MES$ respectivement égaux à 1,29 et 0,49 indiquent que les boues de vidange contiennent respectivement 1,29 g de DCO et 0,49 g de DBO par g de MES. Par ailleurs, le rapport MVS/MES de 0,76 justifie une prédominance de la matière organique encore biodégradable et une présence de biomasse épuratrice en quantité suffisante. En outre, les ratios NH_4^+/DCO_{totale} , $NH_4^+/DCO_{soluble}$, NH_4^+/N_{total} respectivement égaux à 0,10; 0,40 et 0,73 prouvent que l'azote ammoniacal est suffisant pour une croissance de la biomasse au cas où une option de valorisation énergétique de ces boues de vidange par digestion anaérobie

serait prise. Du rapport $\text{NH}_4^+/\text{N}_{\text{total}} = 0,73$, il est également déduit que la différence entre les deux constitue l'azote organique.

Les rapports $\text{DCO}_{\text{soluble}}/\text{SO}_4^{2-}$ et $\text{SO}_4^{2-}/\text{DCO}_{\text{soluble}}$ correspondants respectivement à 358 et 0,002 apportent en plus une nouvelle information justifiant que les BSR ne pourraient pas inhiber un tel processus. L'inhibition est observée uniquement lorsque $\text{DCO}_{\text{soluble}}/\text{SO}_4^{2-} < 3$ (Moletta, 2008) ou si $\text{SO}_4^{2-}/\text{DCO}_{\text{soluble}} > 0,05$ (Harerimana, 2011). De surcroit, les ratios $\text{DCO}_{\text{part.}}/\text{DCO}_{\text{totale}}$, $\text{DCO}_{\text{soluble}}/\text{DCO}_{\text{totale}}$ et $\text{DBO}_{\text{totale infinie}}/\text{MES}$ respectivement égaux à 0,79, 0,20 et 0,85 montrent que le potentiel biogaz de ces boues de vidange proviendrait essentiellement de la matière organique particulaire.

Toutefois, les valeurs des rapports $\text{MVS}/\text{DCO}_{\text{soluble}}$ et $\text{MVS}/\text{DBO}_{\text{totale infinie}}$ mises en évidence par cette étude (et qui ne sont rien d'autre que des ratios exprimant les rapports entre la biomasse et le substrat disponibles dans les boues de vidange), prouvent que celles-ci contiennent plus de biomasse que de substrat.

Sur base de ces interprétations précédentes, une hypothèse selon laquelle la digestion anaérobie de ces boues de vidange produirait de faibles quantités de biogaz a été formulée et vérifiée par expérimentation. Le but de cette investigation vise par ailleurs à vérifier si oui ou non, une valorisation énergétique de ces matières, par digestion anaérobie peut-elle être envisageable. Ainsi, une évolution de production cumulée de biogaz à partir des échantillons des boues de vidange provenant des vingt et une fosses septiques se présente comme suit (Figures VIII.6_a et VIII.6_b):

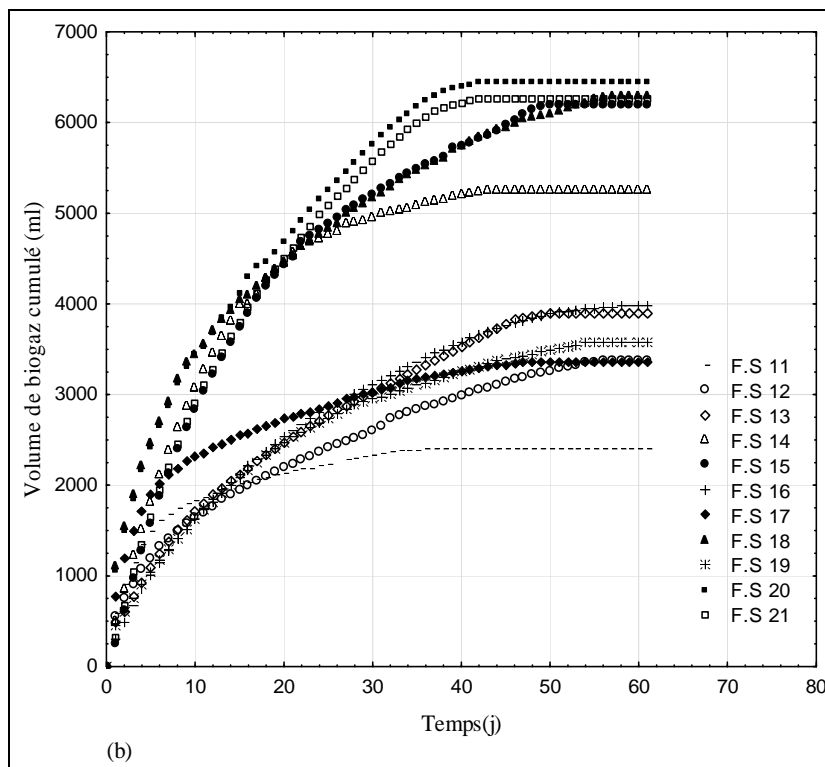
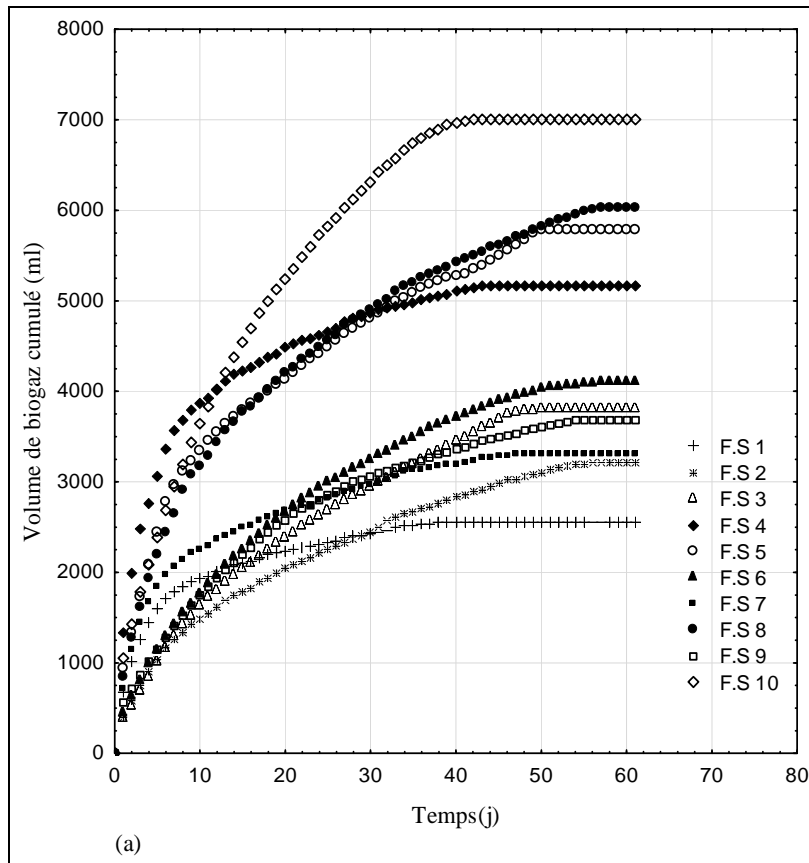


Figure VIII.6: Production cumulée de biogaz à partir des échantillons des boues de vidange des fosses septiques: (a) désigne la première campagne des essais et (b) la deuxième campagne

En analysant ces courbes de la Figure VIII.6, les résultats montrent que deux mois sont nécessaires pour digérer « complètement » les boues de vidange des fosses septiques. Il apparaît par ailleurs que ces courbes ont l'allure d'une courbe DBO, ce qui signifie donc qu'on peut utiliser l'équation de Phelps pour estimer le volume de biogaz cumulé, obtenu pour un temps infini. Dans le présent contexte, cette équation de Phelps s'écrirait comme suit:

$$Pot(t) = Pot_{\infty} \left(1 - 10^{-k_H t} \right) \quad (\text{VIII.1})$$

Avec Pot (t), la production cumulée de biogaz (ml/g de matière organique) en fonction du temps t (j), Pot_∞, le potentiel ultime de biogaz (ml/g de matière organique) et k_H, la constante de vitesse d'hydrolyse (en j⁻¹) (et k_H est donnée en base 10).

Pour rappel, ces résultats repris à la Figure VIII.6 correspondent chaque fois à un volume de 1900 ml de boues fraîches, engagées en digestion anaérobie (dans des réacteurs de 2 l et à 30°C). Le biogaz produit pour ce cas de digestion des boues seules, a par ailleurs montré une composition de 71 % CH₄ de moyenne contre 29 % CO₂ de moyenne.

En outre, une approche de bilan DCO a été exploitée pour quantifier dans les conditions des essais (cas de cette étude), à quel taux (en l CH₄/g DCO éliminée ou en m³ CH₄/kg DCO éliminée), le méthane est-t-il produit? Autrement dit, l'approche vise à travers l'analyse de la DCO éliminée pendant le processus de digestion anaérobie des boues d'une part (Tableau VIII.4) et de celle transformée en CH₄ d'autre part (Tableau VIII.5), à évaluer le degré de conversion de la matière organique biodégradable. Par ailleurs, la quantité de DCO éliminée a été calculée en faisant la différence entre la quantité de DCO totale des boues fraîches au début des essais et celle des boues digérées à la fin des essais. Dans ce contexte-ci, la quantité de DCO totale correspond à la concentration de DCO totale mesurée multipliée par le volume de boues engagées dans l'essai de digestion anaérobie. Quant à la DCO transformée en CH₄, elle a été calculée à partir des données de la production cumulée maximale de biogaz. Cela signifie que le volume de méthane a été déduit de la production cumulée maximale de biogaz, en tenant compte de la composition de celui-ci (71% en CH₄). La loi des gaz parfaits (n = PV/RT) a ensuite été exploitée pour calculer le nombre de moles de méthane produit. La DCO transformée en CH₄ correspond donc au nombre de moles de CH₄ multiplié par l'équivalent DCO d'une mole de CH₄ qui est de 64 g de DCO (Edeline, 1997; Batstone *et al.*, 2002).

Tableau VIII.4: La DCO éliminée pendant les essais de digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques

Désignation	Volume des boues engagées en digestion (l)	DCO _{totale} au début des essais (mg/l)	Quantité DCO _{totale} au début des essais (en mg)	DCO _{totale} à la fin des essais (mg/l)	Quantité DCO _{totale} à la fin des essais (en mg)	Quantité de DCO éliminée (mg)
F.S 1	1,9	21800	41420	19100	36290	5130
F.S 2	1,9	13720	26068	10390	19741	6327
F.S 3	1,9	27300	51870	23340	44346	7524
F.S 4	1,9	34540	65626	29250	55575	10051
F.S 5	1,9	15250	28975	9250	17575	11400
F.S 6	1,9	22800	43320	18450	35055	8265
F.S 7	1,9	31140	59166	27702	52633.8	6532.2
F.S 8	1,9	19740	37506	13490	25631	11875
F.S 9	1,9	21990	41781	18210	34599	7182
F.S 10	1,9	26480	50312	18650	35435	14877
F.S 11	1,9	29240	55556	26790	50901	4655
F.S 12	1,9	10200	19380	6690	12711	6669
F.S 13	1,9	45600	86640	41580	79002	7638
F.S 14	1,9	56000	106400	50710	96349	10051
F.S 15	1,9	14000	26600	7610	14459	12141
F.S 16	1,9	30000	57000	25900	49210	7790
F.S 17	1,9	9600	18240	6100	11590	6650
F.S 18	1,9	43000	81700	36600	69540	12160
F.S 19	1,9	28000	53200	24220	46018	7182
F.S 20	1,9	16400	31160	9200	17480	13680
F.S 21	1,9	31000	58900	24030	45657	13243

Tableau VIII.5: La DCO transformée en CH₄ pendant les essais de digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques.

Désignation	Production cumulée maximale biogaz (ml)	V _{CH₄} (en l)	n mole CH ₄	DCO transformée en CH ₄ (en g)
F.S 1	2550	1,811	0,073	4,660
F.S 2	3220	2,286	0,092	5,886
F.S 3	3820	2,712	0,109	6,982
F.S 4	5160	3,664	0,147	9,432
F.S 5	5940	4,217	0,170	10,858
F.S 6	4120	2,925	0,118	7,531
F.S 7	3300	2,343	0,094	6,032
F.S 8	6020	4,274	0,172	11,004
F.S 9	3690	2,620	0,105	6,745
F.S 10	7000	4,970	0,200	12,795
F.S 11	2400	1,704	0,069	4,387
F.S 12	3380	2,400	0,097	6,178
F.S 13	3900	2,769	0,111	7,129
F.S 14	5260	3,735	0,150	9,615
F.S 15	6190	4,395	0,177	11,315
F.S 16	3980	2,826	0,114	7,275
F.S 17	3350	2,379	0,096	6,123
F.S 18	6290	4,466	0,180	11,497
F.S 19	3580	2,542	0,102	6,544
F.S 20	6440	4,572	0,184	11,772
F.S 21	6260	4,445	0,179	11,443

Les distributions des DCO éliminée et transformée en CH₄ (pendant les essais de digestion anaérobie des boues seules) ont ensuite été analysées afin de faire une comparaison statistique. Il a d'abord été remarqué que ces distributions sont globalement Gaussiennes. En comparant alors la moyenne de la DCO éliminée (9,096 g_DCO) avec celle de la DCO transformée en CH₄ (8,343 g_DCO), le Test t de Student pour des limites de confiance de ± 95% a montré que les deux moyennes ne sont pas statistiquement différentes (p = 0,39). Le Test U de Mann-Whitney (p = 1,00), (qui est un test non paramétrique) a également confirmé que les deux moyennes ne sont pas statistiquement différentes. Cela est tout à fait logique en ce sens que selon Lavoisier " rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme", ce qui justifie pourquoi la DCO éliminée doit se retrouver sous forme de CH₄.

Le volume moyen de CH₄ produit (en l) a ensuite été rapporté à 1 g_DCO éliminée afin de juger si oui ou non les boues de vidange ont été complètement digérées. Ainsi, dans les

conditions des essais, un taux de production moyen (mesuré) égal à 0,35 l CH₄/g DCO éliminée (soit 0,35 m³ CH₄/kg DCO éliminée) a été observé. Ce chiffre est intéressant car il correspond à la valeur théorique définie telle que 1 mole de méthane équivaut à 22,4 Litres normaux d'une part et 64 g de DCO d'autre part (Rittman & McCarty, 2001; Batstone *et al.*, 2002; Henze *et al.*, 2008; Moletta, 2008). Cela montre que la production de méthane correspond bien à la variation de DCO éliminée et que tout ce qui était biodégradable a été dégradé. Il apparaît par ailleurs que seuls 34,87% de la DCO totale sont éliminés (après 60 jours de digestion), soit la totalité de la DCO soluble (23%) et quelques 11,87% de DCO particulaire. Cela montre par conséquent que la digestion anaérobie des boues de vidange seules ne constituerait peut être pas la meilleure option de valorisation (vu les volumes de biogaz produits et de la pollution éliminée). Ce bilan DCO (c.à.d. entre DCO éliminée et celle transformée en CH₄) prouve en d'autres termes que les boues de vidange des FS testées, sont presque stabilisées de point de vue valorisation énergétique.

Afin de faciliter une interprétation à l'échelle de terrain, une extrapolation de la production cumulée maximale de biogaz (en m³ de biogaz/m³ de boues de vidange fraîches des FS) a été réalisée. Les statistiques élémentaires faites sur ces données se présentent comme suit (Figure VIII.7):

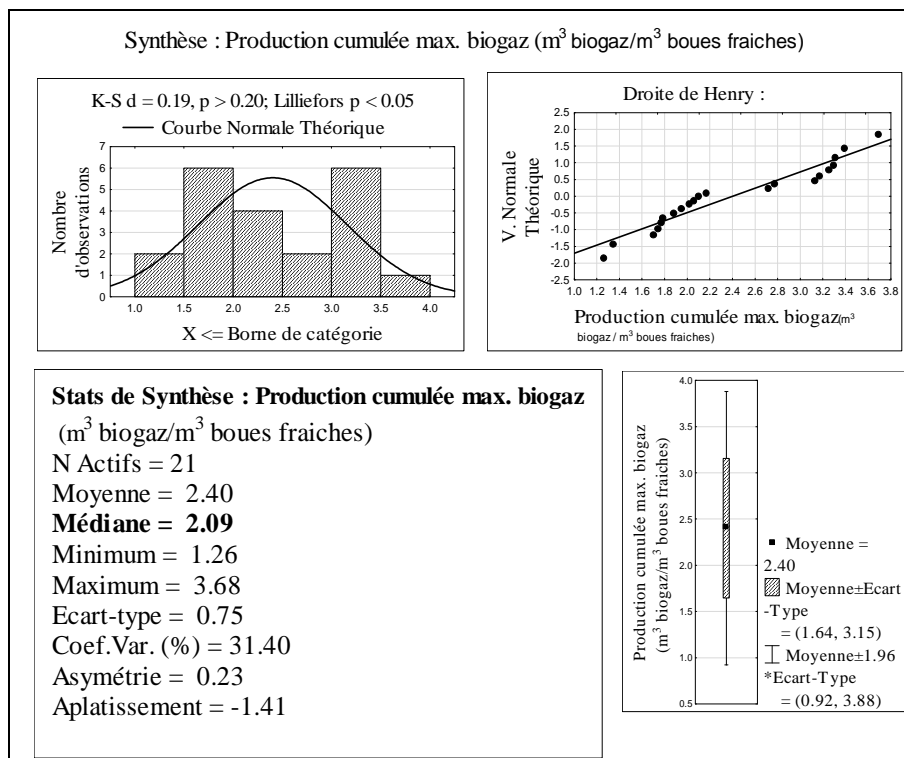


Figure VIII.7: Statistiques élémentaires faites sur les résultats expérimentaux se rapportant à la production cumulée maximale de biogaz (en m³ de biogaz/m³ de boues de vidange fraîches des FS)

Le Test de Lilliefors ($p < 0,05$) et l'aplatissement dont la valeur équivaut à -1,41 montrent que la distribution de production cumulée maximale de biogaz (m^3 biogaz/ m^3 boues de vidange fraîches) n'est pas Gaussienne. Par conséquent, la médiane a été considérée être une tendance centrale de ce paramètre. Cela signifie tout simplement que $2,09 \text{ m}^3$ de biogaz/ m^3 de boues de vidange fraîches des FS correspondent au taux de production médian de biogaz mis en évidence par cette étude.

Bien que cette quantité soit jugée faible par rapport à l'objectif de valorisation énergétique de ces matières, des modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz ont été établis à partir de quelques caractéristiques des boues de vidange des FS (Figures VIII.8_a et VIII.8_b). Les ratios exprimant les rapports entre les biomasses et substrats disponibles dans ces boues de vidange ("MVS/ $\text{DBO}_{\text{totale infinie}}$ " ou "MVS/ $\text{DCO}_{\text{soluble}}$ ") ainsi que les productions cumulées maxima de biogaz, ont été exploités pour établir ces modèles. En d'autres termes, ces modèles ont été élaborés en appliquant à ces données, des itérations basées sur l'ajustement non linéaire de Gauss-Newton; et cela en ayant recours au logiciel Statistica®.

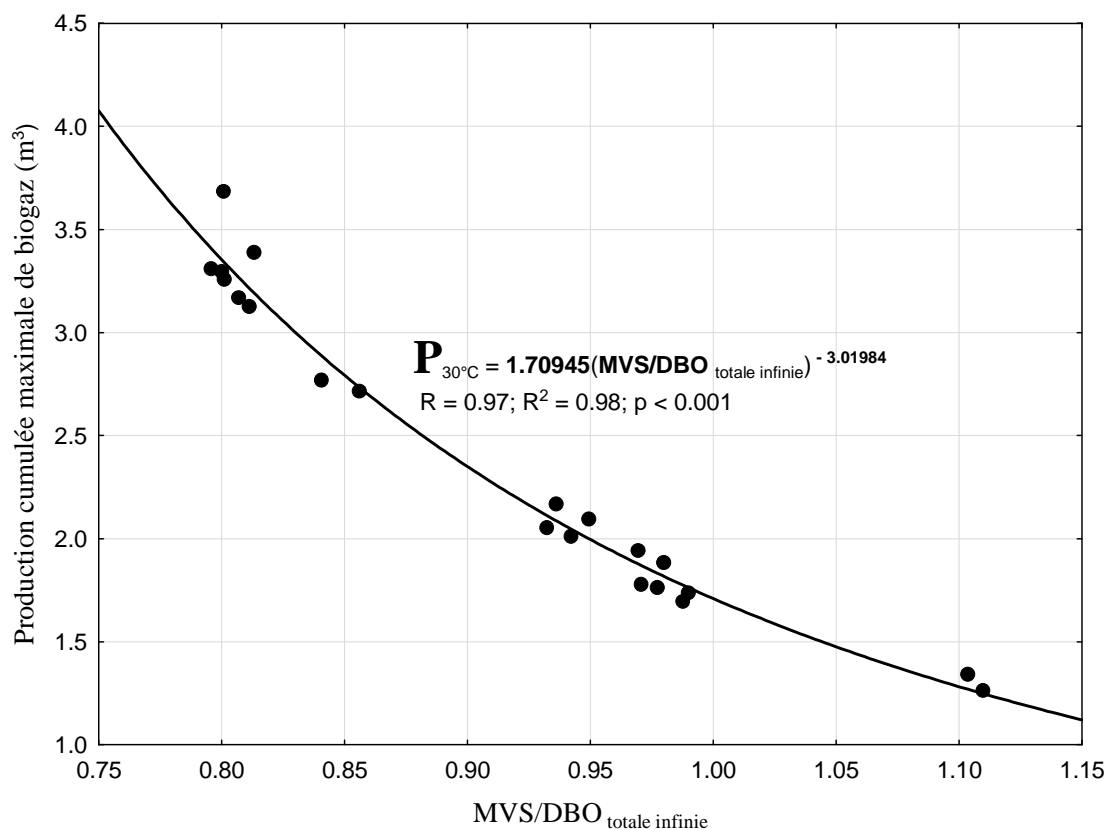


Figure VIII.8_a: Production cumulée maximale de biogaz (P) (à 30°C) en fonction du ratio « $\text{MVS}/\text{DBO}_{\text{totale infinie}}$ » (où MVS et $\text{DBO}_{\text{totale infinie}}$ exprimés en kg/m^3 ; P en m^3)

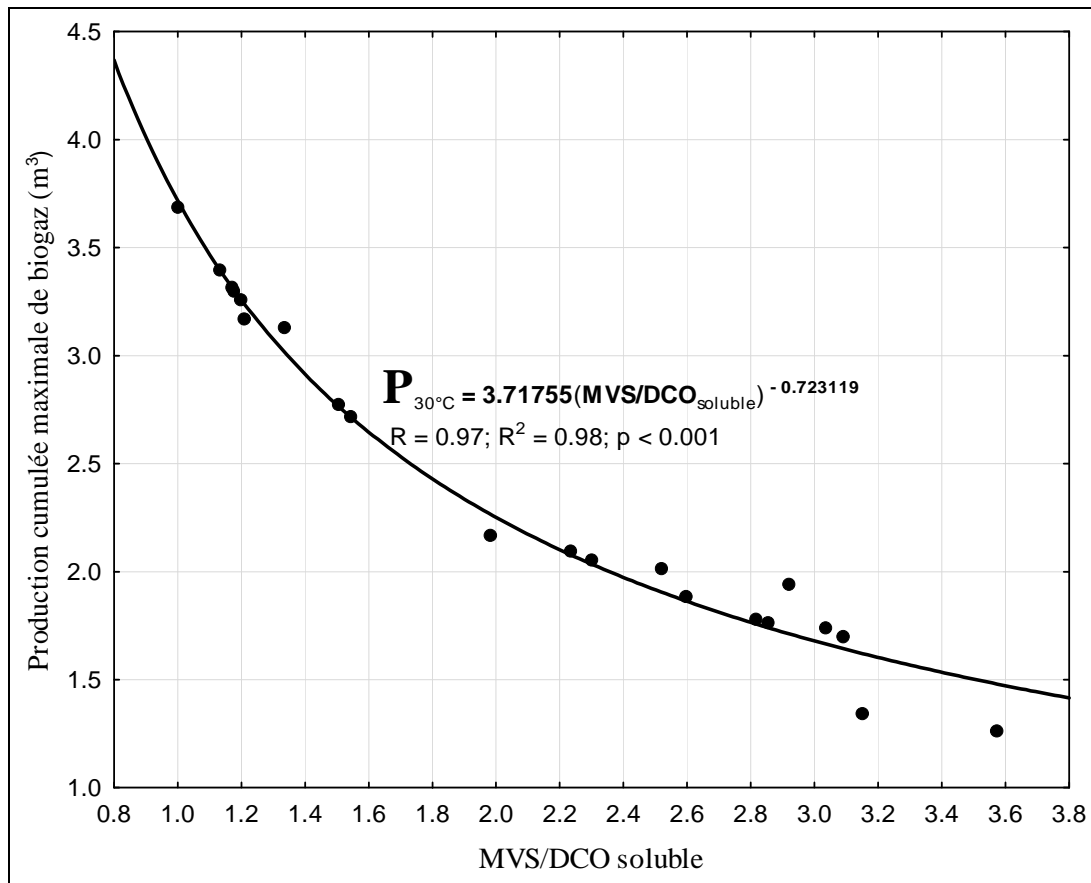


Figure VIII.8_b: Production cumulée maximale de biogaz (P) (à 30°C) en fonction du ratio «MVS/DCO_{soluble}» (où MVS et DCO_{soluble} exprimés en kg/m^3 ; P en m^3)

Les Equations (VIII.2) et (VIII.3) matérialisent par conséquent ces modèles lorsque les boues de vidange des fosses septiques (FS) sont digérées pendant deux mois (soit 60 j) à 30°C .

$$P_{30^{\circ}\text{C}} = 1,70945(\text{MVS}/\text{DBO}_{\text{totale infinie}})^{-3,01984} \quad (\text{VIII.2})$$

$$P_{30^{\circ}\text{C}} = 3,71755(\text{MVS}/\text{DCO}_{\text{Soluble}})^{-0,723119} \quad (\text{VIII.3})$$

Où P est en m^3 , MVS, $\text{DBO}_{\text{totale infinie}}$ et $\text{DCO}_{\text{soluble}}$ en kg/m^3

En d'autres termes, lorsque les boues de vidange des FS sont digérées à une température différente de celle reprise dans les Equations (VIII.2) et (VIII.3), la production cumulée maximale de biogaz à cette température quelconque peut être calculée à partir de l'Equation (VIII.5), elle même inspirée de la relation de Rittman et McCarty (Equation VIII.4) selon laquelle la température influence l'activité dans un réacteur biologique. C'est évidemment

l'équation qui a le plus de sens puisqu'elle fait le lien avec le ratio matière organique/quantité biodégradable.

$$q_T = q_{T_{\text{exp}}}(\Theta)^{(T - T_{\text{exp}})} \quad (\text{VIII.4})$$

$$P_T = P_{30^\circ\text{C}}(1,07)^{(T-30^\circ\text{C})} \quad (\text{VIII.5})$$

Où P_T désigne la production cumulée maximale de biogaz à température T ; $P_{30^\circ\text{C}}$ traduit la production cumulée maximale de biogaz à 30°C ; $q_{T_{\text{exp}}}$ symbolise l'activité maximale à la température d'expérimentation T_{exp} ; q_T représente l'activité maximale calculée à la température T et Θ désigne le coefficient de température permettant l'extrapolation des résultats, de la température d'expérimentation à une température quelconque.

Une analyse des paramètres statistiques relatifs au modèle traduit par l'Equation (VIII.2) montre que la proportion de la variance expliquée du modèle vaut 0,97, avec un coefficient de détermination (R^2) de 0,98. Cela indique une forte corrélation entre la variable dépendante (qui n'est rien d'autre que la production cumulée maximale de biogaz) et la variable indépendante (à savoir le rapport $MVS/DBO_{\text{totale infinie}}$), ce qui explique la fiabilité du modèle prédictif. La probabilité ($p < 0,001$) liée à l'estimation des coefficients de ce modèle confirme d'ailleurs cette fiabilité. Quant au modèle traduit par l'Equation (VIII.3), la proportion de la variance expliquée et le coefficient de détermination (R^2) équivalent aussi 0,97 et 0,98 respectivement, ce qui renseigne, comme pour le premier modèle, d'une forte corrélation entre la production cumulée maximale de biogaz et le rapport MVS/DCO_{soluble} . De même que pour le cas précédent, la probabilité ($p < 0,001$) liée à l'estimation des coefficients de ce modèle prédictif, prouve également sa fiabilité.

En conclusion partielle, l'hypothèse émise selon laquelle les boues de vidange des fosses septiques produiraient d'assez faibles quantités de biogaz lorsqu'elles sont digérées seules, est confirmée. Elles sont déjà partiellement stabilisées. L'étude a toutefois montré qu'elles contiennent plus de biomasse épuratrice que de substrat, ce qui pourrait être un atout important dans leur valorisation énergétique par co-digestion anaérobie avec des déchets solides organiques, en l'occurrence ceux des marchés.

VIII.3.2. Cas de co-digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques avec les déchets solides organiques des marchés

Dans cette étude, les essais ont été réalisés dans des réacteurs pilotes (échelle de laboratoire) de taille différente (2 l et 4 l). Dans la suite, il a été choisi de présenter les résultats, exprimés par rapport à un volume identique pour tous les réacteurs afin de pouvoir bien les commenter et les comparer selon les scénarii. Pour ce faire, les volumes utiles dans les réacteurs (c.à.d. mélanges gadoues-déchets solides organiques) ont été extrapolés à un volume identique de 1 m³. Autrement dit, le taux de production de biogaz sera exprimée en m³ biogaz/m³ mélange frais de gadoues-déchets solides organiques (Figure VIII.9_a), la production cumulée de biogaz en m³ (Figure VIII.9_b) et la DCO en kg/m³ (Figure VIII.11).

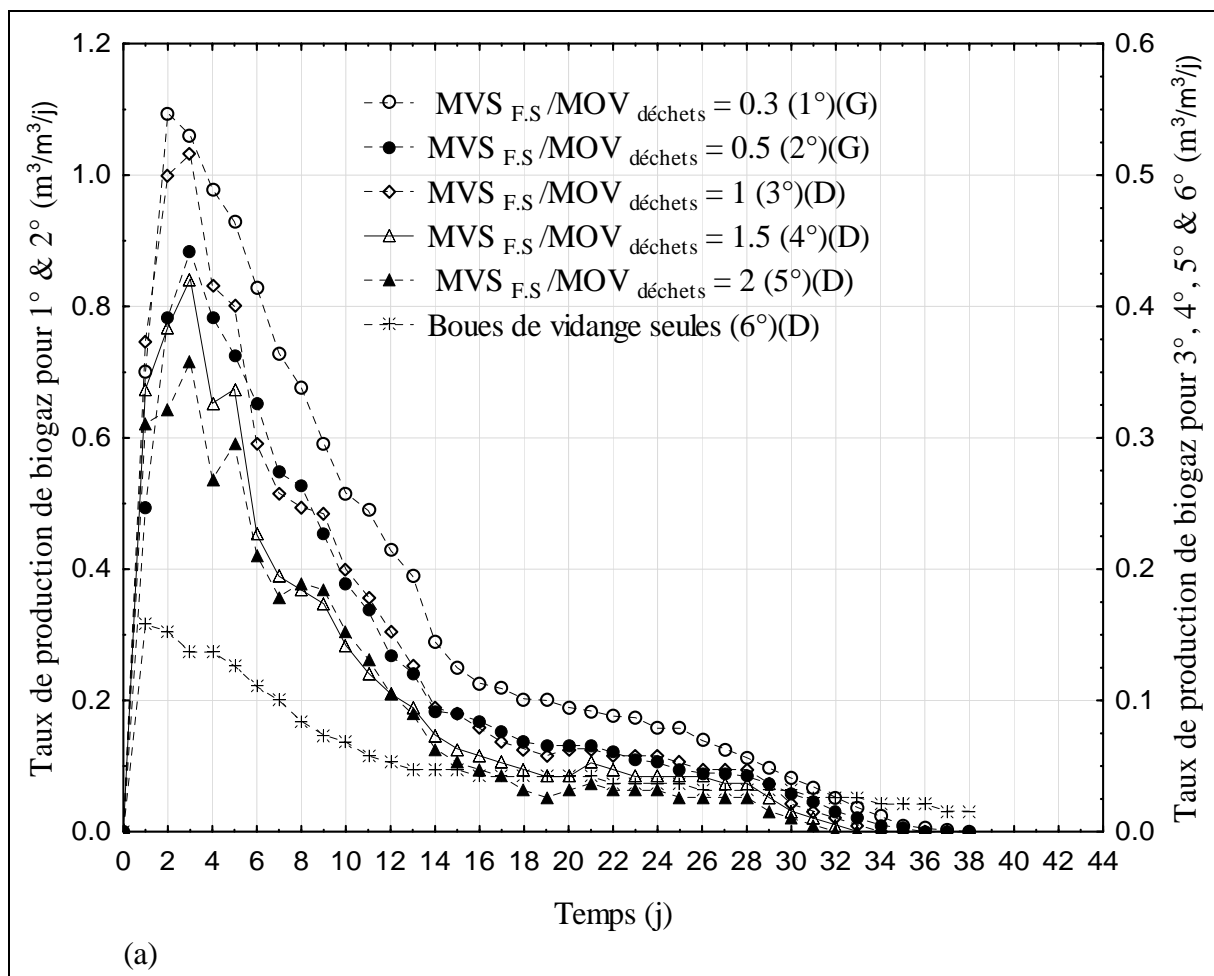


Figure VIII.9_a: Taux de production journalier de biogaz pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés

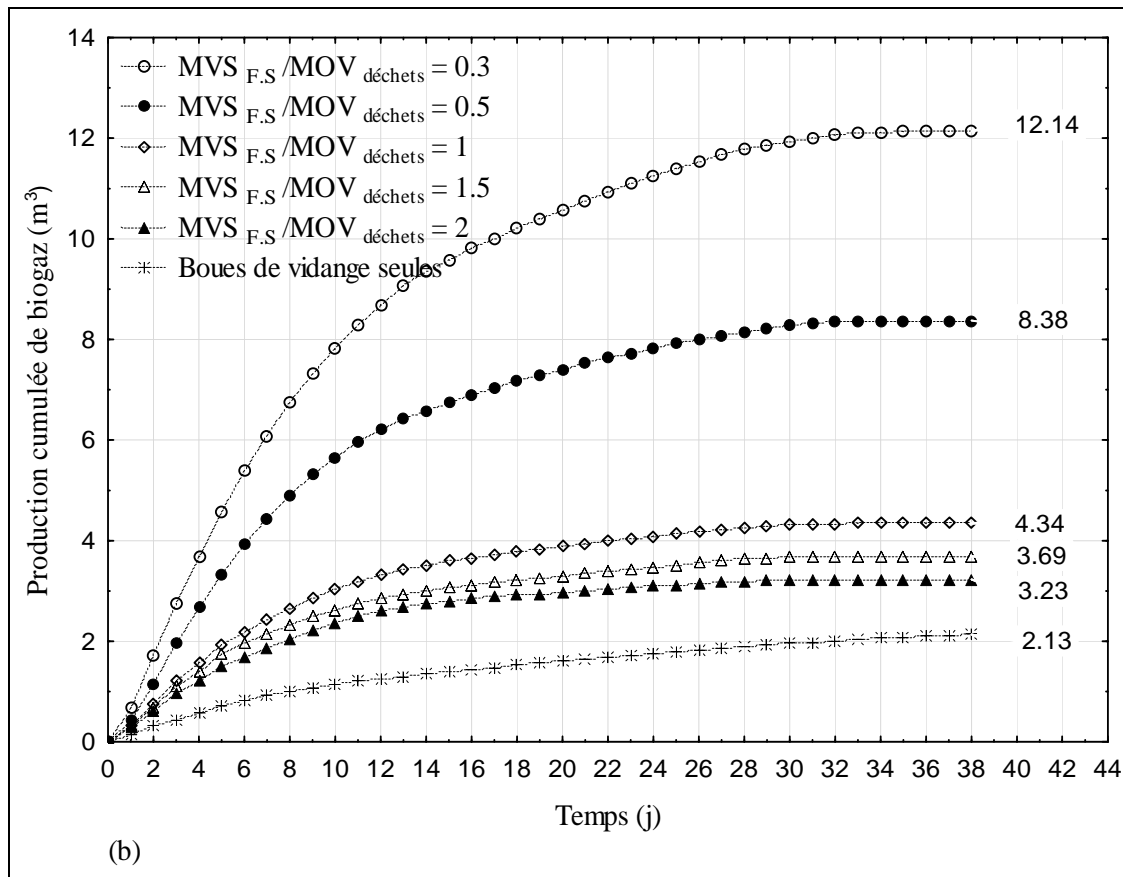
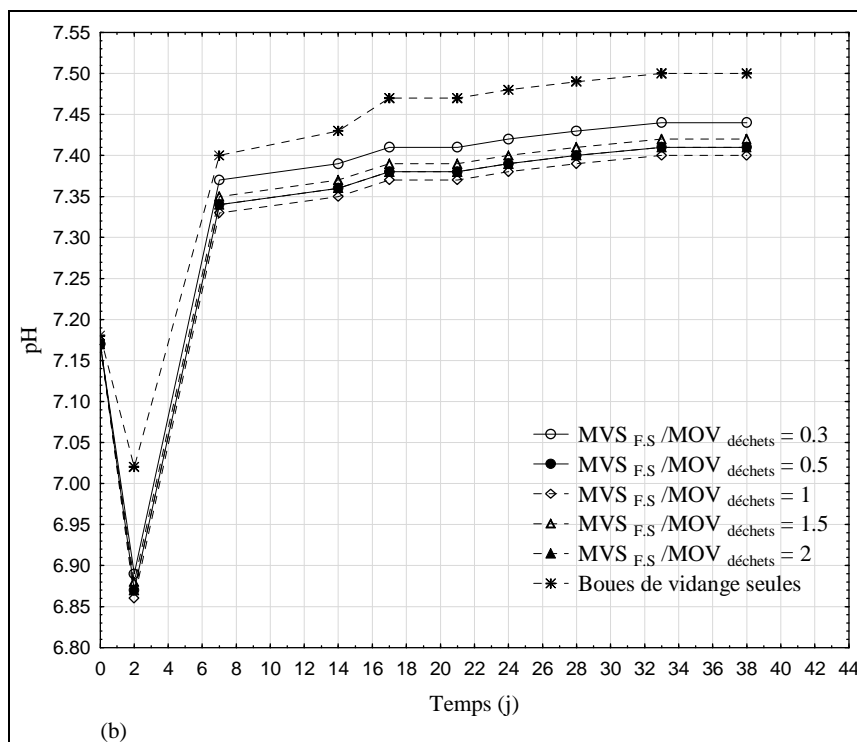
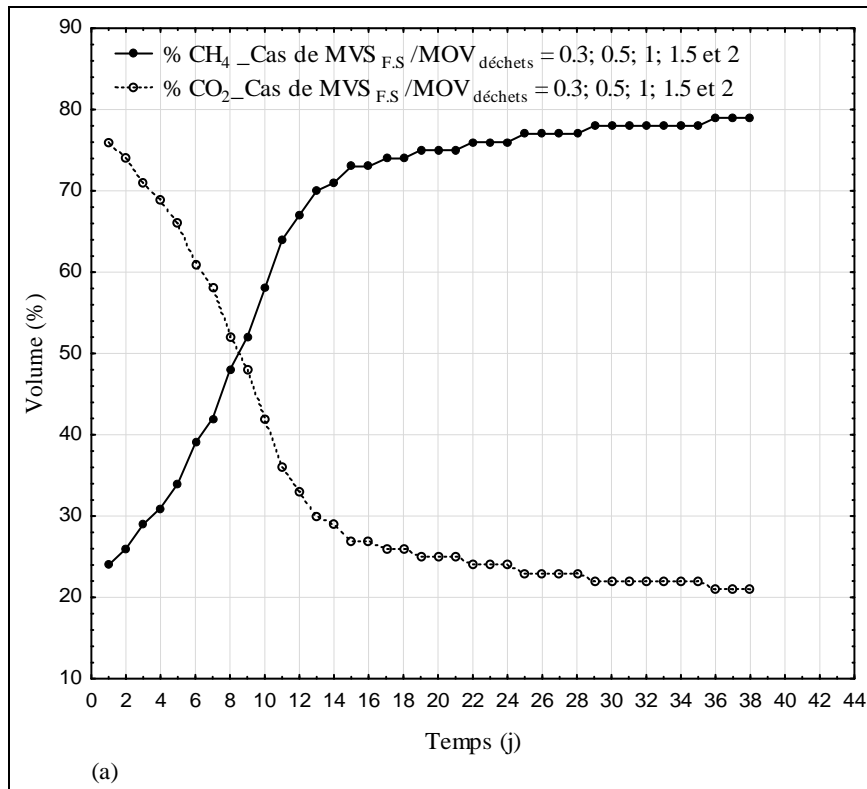


Figure VIII.9_b: Production cumulée de biogaz pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés

En analysant la Figure VIII.9_a, il est clair qu'après 30 jours de co-digestion, les réacteurs atteignent presque leur équilibre et le taux de production journalier tend vers zéro. La Figure VIII.9_b) montre par ailleurs qu'après cette même période, 97% à 99% de la production cumulée maximale de biogaz sont observés, selon les scénarii. Le rapport $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ égal à 0,3 est considéré être optimal pour une bonne valorisation de ces déchets avec une production cumulée maximale de biogaz égale à $12,14 \text{ m}^3 \text{ biogaz/m}^3$ de mélange frais de gadoues-déchets, après 30 jours de digestion. Les rapports $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ correspondants à 0,5; 1; 1,5 et 2 présentent à leur tour, des productions cumulées maximales de biogaz égales à 8,38; 4,34; 3,69 et 3,23 $\text{m}^3 \text{ biogaz/m}^3$ de mélange frais de gadoues-déchets respectivement. Dans les mêmes conditions expérimentales, la digestion des boues (seules) ayant servi dans les essais de co-digestion, a montré toutefois une faible production cumulée de biogaz (2,13 $\text{m}^3 \text{ biogaz/m}^3$ de boues fraîches). Le comportement en CH_4 et CO_2 dans tous les réacteurs de co-digestion a été le même (Figure VIII.10_a), ce qui a permis d'enregistrer des valeurs moyennes égales à 65,6 % en CH_4 contre 34,4 % en CO_2 . Quant à l'évolution du pH dans les réacteurs (Figure VIII.10_b)), celui-ci a témoigné d'un bon déroulement du processus.



Figures VIII.10_a et VIII.10_b: (a) Composition de biogaz en CH_4 et CO_2 et (b) évolution de pH pendant les essais de co-digestion.

L'évolution de la DCO dans les réacteurs lors des essais (Figure VIII.11) ainsi que la variation de celle-ci entre le début et la fin des essais (Tableau VIII.6) confirment également le bon déroulement des processus de co-digestion anaérobie de ces déchets.

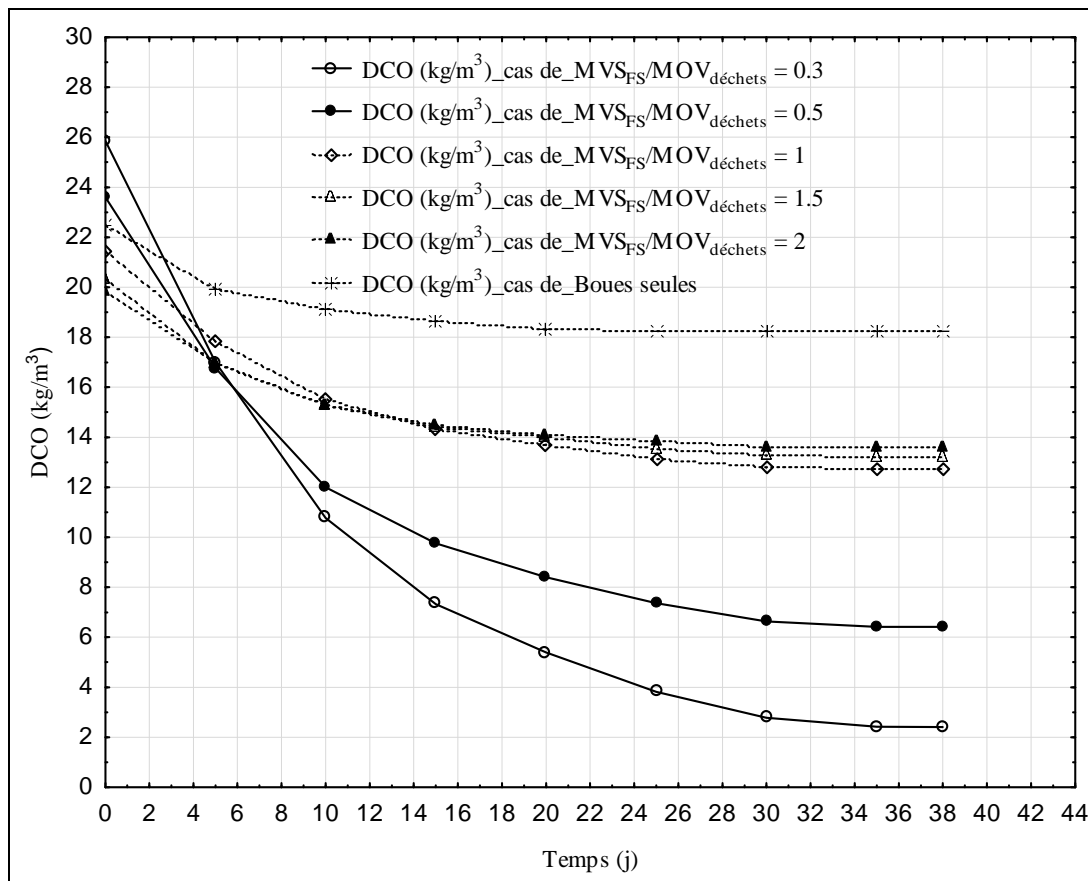


Figure VIII.11: Evolution de la DCO pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des F.S avec les déchets solides organiques des marchés

Tableau VIII.6: La DCO éliminée pendant les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des FS avec les déchets solides organiques des marchés

Désignation	Volume utile du réacteur (m ³)	DCO _{totale} au début des essais (kg/m ³)	Quantité DCO _{totale} au début des essais (kg)	DCO _{totale} fin des essais (kg/m ³)	Quantité DCO _{totale} à la fin des essais (kg)	Quantité de DCO éliminée (kg)	DCO éliminée (%)
Cas de MVS _{FS} /MOV _{déchets} = 0,3	1	25,85	25,85	2,41	2,41	23,44	90,67
Cas de MVS _{FS} /MOV _{déchets} = 0,5	1	23,6	23,6	6,41	6,41	17,19	73
Cas de MVS _{FS} /MOV _{déchets} = 1	1	21,45	21,45	12,73	12,73	8,72	40,65
Cas de MVS _{FS} /MOV _{déchets} = 1,5	1	20,36	20,36	13,24	13,24	7,12	35
Cas de MVS _{FS} /MOV _{déchets} = 2	1	19,87	19,87	13,62	13,62	6,25	31,45

Par ailleurs, une approche de bilan DCO a permis de valider les résultats obtenus dans les essais de co-digestion anaérobie des boues de vidange des FS avec les déchets solides organiques des marchés. En effet, sachant que la teneur en CH₄ dans le biogaz produit est de 65,6 %, les rapports MVS_{FS}/MOV_{déchets} correspondants à 0,3; 0,5; 1; 1,5 et 2 montrent une production cumulée maximale en CH₄ respectivement égale à 7,96 m³; 5,50 m³; 2,85 m³; 2,42 m³ et 2,12 m³. Cela signifie que pour ces mêmes scénarii, la DCO transformée en CH₄ correspond respectivement à 20,50 kg_DCO; 14,15 kg_DCO; 7,33 kg_DCO; 6,23 kg_DCO et 5,46 kg_DCO. Pour trouver ces dernières valeurs, il convient de rappeler qu'il a fallu d'abord déterminer, le volume de CH₄ se trouvant dans le biogaz produit (en considérant la teneur en CH₄ qui est de 65,6 %), puis déduire grâce à la loi des gaz parfait (PV = nRT), le nombre de mole de CH₄, et enfin par simple conversion, la DCO transformée en CH₄ correspond au nombre de mole de ce gaz multiplié par le facteur de conversion (64 g_DCO/mole CH₄), (Edeline, 1997; Batstone *et al.*, 2002). En comparant ensuite pour différents scénarii, la moyenne de DCO transformée en CH₄ avec celle de DCO éliminée (Tableau VIII.6), le Test t de Student (p = 0,69) a montré que les deux moyennes ne sont pas statistiquement différentes. En rapportant en outre le volume de CH₄ produit (exprimé en m³) à 1 kg de DCO éliminée, un taux de production de 0,34 m³ CH₄/kg_DCO éliminée (cas des rapports MVS_{FS}/MOV_{déchets} respectivement égaux à 0,3; 1,5 et 2) a été observé.

Au moment où une valeur de $0,32 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg_DCO}$ éliminée a été remarquée pour le cas du rapport $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ égal à 0,5; $0,31 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg_DCO}$ éliminée a été trouvée pour le scénario correspondant à $MVS_{FS}/MOV_{déchets} = 1$. Une comparaison de ces taux de production avec celui théorique ($0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg_DCO}$ éliminée), lorsqu'une matière organique est complètement digérée (Rittman & McCarty, 2001; Batstone *et al.*, 2002; Henze *et al.*, 2008; Moletta, 2008), montre que les essais de co-digestion se sont bien déroulés. Finalement, le scénario correspondant au rapport $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ égal à 0,3 est jugé optimal pour la valorisation de ces déchets car permet d'éliminer 90,67 % de la DCO totale (Tableau VIII.6) et de produire $12,14 \text{ m}^3 \text{ biogaz}/\text{m}^3$ de mélange frais de gadoues-déchets, après 30 jours de digestion.

Tenant compte des résultats obtenus à partir du réacteur à blanc (c.à.d. réacteur à boues de fosses septiques seules), il est possible pour chaque fraction de mélange d'estimer la quantité non seulement de biogaz produite à partir des déchets solides (exprimée en m^3 de CH_4 par kg de DCO de déchet solide) mais également celle de la DCO éliminée. Et, comme $4,26 \text{ kg}$ de DCO éliminée/ m^3 boues fraîches FS et $2,13 \text{ m}^3 \text{ biogaz}/\text{m}^3$ boues fraîches FS (soit $1,51 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{m}^3$ boues fraîches FS) ont été observés pour le cas de réacteur à blanc, les parts de méthane ou de DCO éliminée ne provenant que des déchets solides ont été obtenues en faisant la différence entre le résultat correspondant au scénario "i" et celui obtenu à partir du réacteur à blanc. Par conséquent, les taux de production de méthane (exprimés en $\text{m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DCO}_{déchets \text{ solides}}$ éliminée) équivalent à 0,33; 0,31; 0,30; 0,32 et 0,31 ont respectivement été trouvés pour le cas de $MVS_{FS}/MOV_{déchets} = 0,3$; $MVS_{FS}/MOV_{déchets} = 0,5$; $MVS_{FS}/MOV_{déchets} = 1$; $MVS_{FS}/MOV_{déchets} = 1,5$; $MVS_{FS}/MOV_{déchets} = 2$. Il est donc déduit de cette étude que $0,31 \pm 0,011 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DCO}_{déchets \text{ solides}}$ constitue un taux de production encourageant quant à leur valorisation énergétique.

En outre, en appliquant des itérations basées sur l'ajustement non linéaire de Gauss-Newton (aux données des essais de co-digestion relatives à la production cumulée maximale de biogaz et aux rapports « $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ »), et en ayant recours au logiciel Statistica[®], un modèle repris à la Figure VIII.12 a ainsi été mis en évidence et indique clairement que le ratio « $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ » égal à 0,3 est optimal pour la valorisation de ces déchets.

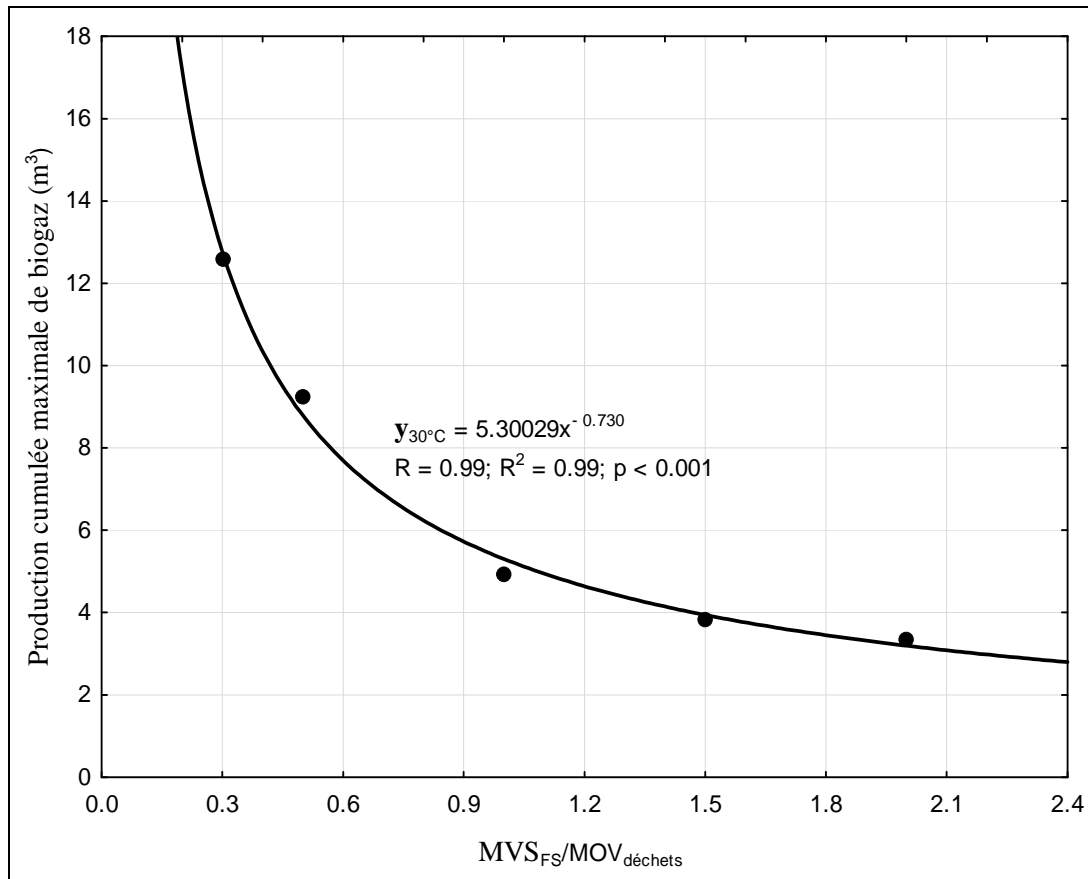


Figure VIII.12: Production cumulée maximale de biogaz (y) (cas de co-digestion anaérobie à 30°C) en fonction de x qui est le rapport « $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ » (avec MVS_{FS} exprimé en kg/m^3 ; $MOV_{déchets}$ en % par rapport au poids sec ; y en m^3 de biogaz)

Les paramètres statistiques ($R = 0,99$; $R^2 = 0,99$ et $p < 0,001$) se rapportant à ce modèle repris à la Figure VIII.12 montrent que celui-ci est fiable quant à l'estimation de production cumulée maximale de biogaz en co-digestion de ces déchets si le rapport « $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ » est connu.

De surcroît, à partir de ce dernier modèle, il a aussi été mis en évidence un autre modèle (Equation VIII.6) permettant d'estimer selon les scénarii, une production cumulée maximale de biogaz si les réacteurs de co-digestion fonctionneraient à une température quelconque, différente de celle fixée pendant les essais (30°C). Il est inspiré de la relation de Rittman et McCarty (Equation VIII.4 vue auparavant).

$$y_T = y_{30°C} (1,07)^{(T-30°C)} \quad (\text{VIII.6})$$

Où pour des mêmes rapports « $MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ », y_T (en m^3 de biogaz) désigne la production cumulée maximale de biogaz (cas de co-digestion anaérobie) à température T ;

$y_{30^{\circ}\text{C}}$ (en m^3 de biogaz) traduit la production cumulée maximale de biogaz à 30°C pendant les essais de co-digestion anaérobie; MVS_{FS} exprimé en kg/m^3 ; $\text{MOV}_{\text{déchets}}$ en kg par rapport au poids sec.

Au regard de ce qui précède, il est donc logique que la co-digestion anaérobie de ces déchets permettrait, tout en réduisant les nuisances y associés, de produire une énergie valorisable et de fournir in fine un produit compostable de meilleure qualité. A l'échelle terrain, une meilleure valorisation consisterait, en plus de la mise en place des réacteurs de co-digestion en amont, de disposer aussi en aval, une unité de compostage. Les réacteurs de co-digestion pourraient alors être exploités en mode batch et après 30 jours (voir Figure VIII.9_a), renouveler l'alimentation tout en récupérant les co-produits (digestat) puis les envoyer dans la filière aval afin de les valoriser sous forme de compost. Ce dernier procédé s'avère aussi intéressant, surtout qu'il permet de récupérer l'azote et le phosphore qui ne peuvent pas s'éliminer pendant la co-digestion et qui sont facilement assimilables par les plantes (McGarry & Stainforth, 1978).

L'intérêt de la co-digestion des matières de vidange est le fait que même si elles ont un potentiel méthanogène plus faible, elles sont riches en bactéries anaérobies et en germes dégradant la cellulose; ce qui fait qu'elles ensemenceront donc les résidus de marché et permettront de démarrer beaucoup plus rapidement les fermentations anaérobies, et ce qui permettra par conséquent de réduire la taille des réacteurs nécessaires.

VIII.4 Conclusions

Un des grands problèmes d'utilisation des fosses septiques dans le traitement des eaux usées à la parcelle, est la gestion des boues de vidange. Cette étude a montré que les boues de vidange des fosses septiques (FS) sont presque stabilisées du point de vue valorisation énergétique mais qu'elles contiennent plus de biomasse épuratrice que de substrat. Malgré que ces matières produisent de faibles quantités de biogaz lorsqu'elles sont traitées par digestion anaérobie ($2,09 \text{ m}^3 \text{ biogaz}/\text{m}^3 \text{ boues fraîches de FS}$ après deux mois de digestion), cette étude a établi des modèles prédictifs de production cumulée maximale de biogaz à partir de quelques caractéristiques des boues. La co-digestion anaérobie de ces dernières avec les déchets solides organiques des marchés a été jugée comme un procédé, efficace et optimal pour leur valorisation, tout en contribuant à l'amélioration de la qualité environnementale. Un rapport $\text{MVS}_{\text{FS}}/\text{MOV}_{\text{déchets}}$ égal à 0,3 a été jugé comme optimal pour cette filière. En plus

d'une production d'énergie valorisable sous forme d'électricité ou de chaleur, les nuisances associées à ces déchets sont réduites et un digestat compostable de meilleure qualité est aussi produit. Cette étude démontre donc que les déchets peuvent alors être considérés comme une ressource et non comme un problème.

Bibliographie

- APHA, AWWA and WEF (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (20th Ed.)*. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, Washington, 1220 p.
- Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H. and Vavilin V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. IWA-Publishing, London, 77 p.
- Borowski S. and Weatherley L. (2013). Co-digestion of solid poultry manure with municipal sewage sludge. *Bioresour. Technol.* **142**(0), 345-52.
- Buchauer K. (1998). A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to waste-water and sludge treatment processes. *Water SA* **24**(1), 49-56.
- Cabbai V., Ballico M., Aneggi E. and Goi D. (2013). BMP tests of source selected OFMSW to evaluate anaerobic codigestion with sewage sludge. *Waste Manage.* **33**(7), 1626-32.
- Coelho A. L. S. S., do Nascimento M. B. H., Cavalcanti P. F. F. and van Haandel A. C. (2003). The UASB reactor as an alternative for the septic tank for on-site sewage treatment. *Water Sci. Technol.* **48**(11-12), 221-6.
- Cofie O., Adeoti A., Nkansah-Boadu F. and Awuah E. (2010). Farmers perception and economic benefits of excreta use in southern Ghana. *Resources, Conservation and Recycling* **55**(2), 161-6.
- Cofie O., Koné D., Rothenberger S., Moser D. and Zubruegg C. (2009). Co-composting of faecal sludge and organic solid waste for agriculture: Process dynamics. *Water Res.* **43**(18), 4665-75.
- Cofie O. O., Agbottah S., Strauss M., Esseku H., Montangero A., Awuah E. and Koné D. (2006). Solid-liquid separation of faecal sludge using drying beds in Ghana: implications for nutrient recycling in urban agriculture. *Water Res.* **40**(1), 75-82.
- Dodane P.-H., Mbéguéré M., Sow O. and Strande L. (2012). Capital and Operating Costs of Full-Scale Fecal Sludge Management and Wastewater Treatment Systems in Dakar, Senegal. *Environ.Sci.Technol.* **46**(7), 3705-11.
- Donoso-Bravo A. and Fdz-Polanco M. (2013). Anaerobic co-digestion of sewage sludge and grease trap: Assessment of enzyme addition. *Process Biochemistry* **48**(5-6), 936-40.
- Eckenfelder W. W. (1982). *Gestion des eaux urbaines et industrielles*. Technique & Documentation (Lavoisier), Paris.
- Edeline F. (1997). *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p.

- Frontier S., Davoult D., Gentilhomme V. and Lagadeuc Y. (2007). *Statistique pour les sciences de la vie et de l'environnement*. Dunod, Paris, pp.377.
- Galleguillos M. and Vasel J.-L. (2011). Landfill leachate characterization for simulation of biological treatment with Activated Sludge Model N° 1 and Activated Sludge Model N° 3. *Environ. Technol.* **32**(11), 1259-67.
- Gómez X., Cuetos M. J., Cara J., Morán A. and García A. I. (2006). Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes: Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate. *Renewable Energy* **31**(12), 2017-24.
- Harerimana C. (2011). *Modélisation de l'activité des bactéries du soufre en lagunage*. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 218 p.
- Heinss U., Larmie S. A. and Strauss M. (1998). *Solids separation and pond systems for the treatment of faecal sludges in the tropics : lessons learnt and recommendations for preliminary design.*(SANDEC report; n° 5/98). Eawag/Sandec, Duebendorf, Switzerland, 57 p.
- Henze M., Van Loosdrecht M. C. M., Ekama G. A. and Brdjanovic D. (2008). *Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design*. IWA publishing, London, 455 p.
- Hidaka T., Arai S., Okamoto S. and Uchida T. (2013). Anaerobic co-digestion of sewage sludge with shredded grass from public green spaces. *Biores. Technol.* **130**(0), 667-72.
- Ingallinella A. M., Sanguinetti G., Koottatep T., Montangero A. and Strauss M. (2002). The challenge of faecal sludge management in urban areas-strategies, regulations and treatment options. *Water Sci. Technol.* **46**(10), 285-94.
- Klingel F., Montangero A., Koné D. and Strauss M. (2002). *Gestion des boues de vidange dans les pays en développement. Manuel de planification* Eawag/Sandec, Duebendorf, 63 p.
- Koanda H. (2006). *Vers un assainissement urbain durable en Afrique Subsaharienne: Approche innovante de la planification de la gestion des boues de vidange*. Ph.D. Thesis, Faculté Environnement Naturel, Architectural et Construit, Ecole polytechnique fédérale de Lausanne, 311 p.
- Koné D. and Strauss M. (2004a). Low-cost options for treating faecal sludges in developing countries-challenges and performance. In: *9th International IWA Specialist Group Conference on Wetlands Systems for Water Pollution Control and 6th International IWA Specialist Group Conference on Waste Stabilization Ponds*, Eawag/Sandec, Avignon, France, 7 p.
- Koné D. and Strauss M. (2004b). Performances et challenges des Technologies de traitement à faible coût (rustique) des boues de vidange. In: *Forum de recherche en eau et assainissement (Crepa) en date du 6 - 10 décembre 2004*, Eawag/Sandec, Ouagadougou.
- Koottatep T., Surinkul N., Polprasert C., Kamal A. S., Koné D., Montangero A., Heinss U. and Strauss M. (2005). Treatment of septage in constructed wetlands in tropical climate: Lessons learnt from seven years of operation. *Water Sci. Technol.* **51**(9), 119-26.
- Liénard A., Canler J.-P., Mesnier M., Troesch S. and Boutin C. (2008). Le traitement des matières de vidange: en station d'épuration ou lits plantés de roseaux. *Ingénieries-EAT* **53**, 35-48.
- McCarty P. L. (2001). The development of anaerobic treatment and its future. *Water Sci. Technol.* **44**(8), 149-56.

- McGarry M. G. and Stainforth J. (1978). *Compost, Fertilizer, and Biogaz production from Human and Farm wastes in the People's of Republic of China*. International Development Research Centre (IDRC-TS8e), Ottawa, pp.94.
- Moletta R. (2008). *La méthanisation*. Lavoisier, Paris, pp.532.
- Montangero A. and Belevi H. (2007). Assessing nutrient flows in septic tanks by eliciting expert judgement: A promising method in the context of developing countries. *Water Res.* **41**(5), 1052-64.
- Montangero A., M. Strauss M. and Dembélé A. (2000). Gestion des boues de vidange : Parent pauvre de l'assainissement et défi à relever. In: *12^{ème} conférence des centres du réseau international de formation à la gestion de l'eau et des déchets (RIF/ITN) d'Afrique*, Eawag/Sandec Ouagadougou.
- Phelps E. B. (1944). *Stream Sanitation*. John Wiley and Sons, New York, 276 p.
- Pitk P., Kaparaju P., Palatsi J., Affes R. and Vilu R. (2013). Co-digestion of sewage sludge and sterilized solid slaughterhouse waste: Methane production efficiency and process limitations. *Bioresour. Technol.* **134**(0), 227-32.
- Rittman B. E. and McCarty P. L. (2001). *Environmental Biotechnology. Principles and applications*. Mcgraw-Hill International Editions, New York, 755 p.
- Santé Canada (2004). *Guide Canadien d'évaluation des incidences sur la santé. Volume 4: impacts sur la santé par le secteur industriel*. Sa Majesté la Reine du Chef de Canada. , Canada, pp.324. Disponible sur URL(1)-voir Wébographie.
- SETEMU (Services Techniques Municipaux) (1993). *Etude d'évacuation des déchets solides et des boues de la ville de Bujumbura* Rapport à reconnaissance, version définitive, Bujumbura, Burundi, pagination multiple.
- Sosnowski P., Klepacz-Smolka A., Kaczorek K. and Ledakowicz S. (2008). Kinetic investigations of methane co-fermentation of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. *Bioresour. Technol.* **99**(13), 5731-7.
- Strauss M., Heiness U. and Montangero A. (2000a). On-site sanitation: when the pits are full--planning for resource protection in faecal sludge management. *Schriftenr Ver Wasser Boden Lufthyg* **105**, 353-60.
- Strauss M., Larmie S. A. and Heiness U. (1997). Treatment of sludges from on - site sanitation - Low cost options. *Water Sci.Technol.* **35**(6), 129 - 36.
- Strauss M., Larmie S. A., Heiness U. and Montangero A. (2000b). Treating faecal sludges in ponds. *Water Sci. Technol.* **42**(10-11), 283-90.
- Strauss M. and Montangero A. (2002). *Capacity Building for Effective Decentralised Wastewater Management: FS management – review of practices, problems and initiatives*. Eawag/Sandec Duebendorf, pp.73.
- Thomas H. A. (1950). Graphical determination of BOD curve constants. *Water Sewage Works* **97**(123), In: Cutrera,G.; Manfredi,L.; Del Valle,C.E.; Froilàn González,J.(1999).On the determination of the kinetic parameters for the BOD test. *Water SA*, 25 (3), pp.377-385

- Valencia R., den Hamer D., Komboi J., Lubberding H. J. and Gijzen H. J. (2009). Alternative treatment for septic tank sludge: Co-digestion with municipal solid waste in bioreactor landfill simulators. *J. Environ. Manag.* **90**(2), 940-5.
- Walker M., Zhang Y., Heaven S. and Banks C. (2009). Potential errors in the quantitative evaluation of biogas production in anaerobic digestion processes. *Bioresour. Technol.* **100**(24), 6339-46.
- Wibisono G., Mathew K. and Goen H. (2003). Low cost anaerobic system for Indonesia: single baffled septic tank. *Water Sci.Technol.* **48**(11-12), 193-8.

Wébographie

URL(1): <http://publications.gc.ca/collections/Collection/H46-2-04-363F.pdf> , 25/06/2013

CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES

1. Conclusion générale

Cette thèse de doctorat est le fruit d'une coopération agissante Nord-Sud à travers le Projet Interuniversitaire Ciblé (PIC-BURASSAIN), financé par l'Académie de Recherche et d'Enseignement Supérieur (ARES, Belgique) et dont l'objectif global visait à contribuer à l'amélioration de la qualité environnementale et à la réduction des risques sanitaires associés à la gestion des déchets liquides et solides à Bujumbura (Burundi). Grâce à cette coopération, un nombre important d'expérimentations ont été réalisées à l'Université du Burundi et une partie d'expérimentations ont été réalisées à l'Université de Liège-Campus d'Arlon (Belgique).

Deux axes principaux de recherche ont été poursuivis dans cette thèse et correspondaient à nos objectifs spécifiques:

- ✓ la modélisation des processus de décantation, et la modélisation stoechiométrique, cinétique et mathématique des processus biochimiques qui se déroulent dans des fosses septiques-ouvrages de traitement des eaux usées les plus souvent utilisés au Burundi;
- ✓ l'étude des voies de valorisation énergétique des boues de vidange, soit seules (en digestion anaérobie) ou combinées avec des déchets solides fermentescibles (en co-digestion anaérobie).

Une revue de la littérature exhaustive en rapport avec les concepts traités dans cette thèse nous a permis de situer les problématiques abordées dans leur contexte et de justifier la nécessité d'aborder les deux objectifs spécifiques cis-mentionnés. L'état des lieux de l'assainissement à Bujumbura et l'état de l'art de la connaissance du fonctionnement des fosses septiques ont été présentés dans la revue de littérature de cette thèse.

A l'issue de ce travail, les processus physico-chimiques, matérialisables par le phénomène de décantation des particules solides ont été quantifiés. Les résultats des essais de décantation réalisés sur colonne à Bujumbura ont montré que les effluents d'entrée dans les fosses septiques présentent une bonne décantabilité mais que néanmoins les effluents de sortie de ces ouvrages contiennent encore des matières en suspension susceptibles de décanter (en moyenne 107,5 mg de MES/L). Ne pouvant pas comparer cette valeur à une norme Burundaise de rejet qui n'existe pas actuellement, elle a été comparée à la norme Belge des MES en sortie d'ouvrage d'épuration collectif, qui est de 30 mg MES/L, ce qui nous a poussé de proposer, pour le Burundi, des dispositifs appropriés pour le traitement des effluents de

sortie des fosses septiques, en remplacement des puits perdants qui sont d'application actuellement. Ces dispositifs ont été décrits dans cette thèse. Des scénarii de dimensionnement des fosses septiques selon le nombre d'habitants par ménage, ont été présentés au premier chapitre de cette thèse.

Ce travail a permis de mettre en exergue les caractéristiques des flux entrant dans des fosses septiques, ce qui a permis de définir de manière revisitée, la notion d'équivalent habitant. Deux approches complémentaires (c.à.d., approches expérimentale et théorique) ont été utilisées pour quantifier l'équivalent habitant, en cas de deux pays de niveaux de vie différents, à savoir la Belgique et le Burundi. Ainsi, un équivalent habitant a été déterminé pour la Belgique et le Burundi en termes de la demande chimique en oxygène (DCO), soit $138,75 \pm 20,09$ gDCO/EH/j et $117,08 \pm 10,09$ gDCO/EH/j respectivement. Pour le cas de la Belgique où les urines et excréments ont pu être analysés séparément, cette DCO est répartie en six différentes sources de pollution qui sont:

Excréments:	$47,54 \pm 12,07$ gDCO/EH/j;
Urines:	$5,75 \pm 1,27$ gDCO/EH/j;
Papiers de toilette:	$14,15 \pm 0,9$ gDCO/EH/j;
Détergents pour lave-linge:	$18,4 \pm 6,09$ gDCO/EH/j;
Savons bain/douche:	$8,85 \pm 3,1$ gDCO/EH/j;
Eaux d'éviers de cuisine:	$43,83$ gDCO/EH/j.

Différents composés chimiques importants contenus dans les flux entrant dans les fosses septiques (c.à.d., correspondant à un équivalent habitant) ont également été évalués et les principaux résultats exprimés en g/EH/j sont les suivants:

Glucides:	$43,44 \pm 4,35$ g/EH/j;
Lipides:	$10,15 \pm 1,96$ g/EH/j;
Protéines:	$14,99 \pm 1,57$ g/EH/j;
Détergents pour lave-linge:	$14,7 \pm 0,4$ g/EH/j;
Savons bain/douche:	$5,00 \pm 0,3$ g/EH/j;
Acides aminés urinaires:	$0,37 \pm 0,18$ g/EH/j;
N _T :	$10,6 \pm 3,27$ g/EH/j.

Ces résultats nous ont servi de base à l'élaboration d'une formule "de biomole de substrat complexe" représentant les eaux usées, utile pour simplifier la modélisation mathématique de fonctionnement des fosses septiques en réduisant le nombre de processus, de variables d'état, d'équations cinétiques associées et des paramètres qui en découlent.

Dans le but de modéliser de manière logique, correcte et précise les processus biochimiques qui se déroulent dans les fosses septiques, sur le plan stœchiométrie des réactions, il a d'abord été vérifié que le métabolisme est bien anaérobie, même si des eaux usées éventuellement saturées en O₂ entrent quotidiennement dans ce type de dispositifs. Sur base de ce métabolisme anaérobie, un système d'équations qui fournit la stœchiométrie de fonctionnement des fosses septiques a été construit et présenté dans cette thèse. Une approche théorique basée sur le bilan DCO a permis de valider les coefficients stœchiométriques du modèle. Et, compte tenu de l'implication de beaucoup de composés dans les flux entrant dans les fosses septiques, la formule "de biomole de substrat complexe" (C₂₃ H₄₉ O₉ N) a été élaborée en ayant recours au système d'équations qui traduit les stœchiométries des principaux composés chimiques individuels dans les fosses septiques et au pourcentage massique de chacun de ces composés. Les pourcentages massiques dérivent évidemment des résultats quantitatifs caractéristiques des flux qui entrent dans les fosses septiques. Ensuite, un modèle stœchiométrique de la dégradation de ce substrat complexe jusqu'au stade acétate puis la méthanogénèse consécutive, a été développé et présenté dans cette thèse. Lorsque ce substrat combiné se dégrade jusqu'au stade acétate, son taux de conversion en biomasses bactériennes équivaut à $Y_m^m = 0,250$ ou $Y_{g_DCO}^{g_DCO} = 0,042$. Le Y_m^m désigne qu'il est exprimé en mole/mole et $Y_{g_DCO}^{g_DCO}$ en gDCO/gDCO.

Etant donné que dans tout réacteur de type digesteur anaérobie les acides gras volatils (AGV) constituent des substrats intermédiaires susceptibles d'inhiber le processus de méthanisation à une concentration supérieure à 3000 mg/l, leur contrôle est obligatoire. Dans les pays en développement où les laboratoires ont un accès très limité aux équipements modernes d'analyse usuels mais trop coûteux dans le cas présent (ex., GC ou HPLC), il est utile d'avoir une méthode simple, moins coûteuse, mais fiable. A cet effet, nous avons développé et vérifié une nouvelle méthode de dosage des AGV par titrage, efficace et proche de la méthode chromatographique en phase gazeuse. Un protocole analytique de cette nouvelle méthode a été défini ainsi que l'algorithme mathématique permettant d'exprimer les résultats. A 99% d'intervalle de confiance, les résultats obtenus sont comparables à ceux de la chromatographie en phase gazeuse. Toutefois, en analysant les courbes de titrage des AGV individuels qui ont été réalisées après nos récentes discussions avec mon promoteur de thèse (voir Annexe V.2 de la thèse), il apparaît que le pH de fin de titrage mérite d'être revu. Cela constitue une des perspectives de notre travail.

Un modèle cinétique de dégradation d'une biomole d'un substrat combiné synthétique ($C_{14}H_{29}O_4N$, constitué à partir des produits disponibles sur le marché local-Bujumbura) a été mis en exergue. L'idéal aurait été de faire les essais avec la biomole de substrat combiné déterminée dans cette thèse et représentant les eaux usées domestiques ($C_{23}H_{49}O_9N$). Cependant, faute de produits adéquats à sa préparation, nous avons été obligés de travailler avec celui répondant à la formule de $C_{14}H_{29}O_4N$. Les résultats de cette étude répondent à la cinétique de Monod et les constantes découlant du traitement des données sont: (i) le taux maximum de croissance spécifique (μ_{\max}) égal à $0,0065 \text{ j}^{-1}$; (ii) la constante de demi-saturation de ce substrat combiné synthétique égale à $9,18 \text{ g DCO/L}$ ou $4,26 \text{ g/L}$; et (iii) le taux de mortalité égal à $0,0001 \text{ j}^{-1}$. Ces informations ont été prises en compte lors du développement du modèle global de fonctionnement des fosses septiques et sont très utiles pour les simulations de fonctionnement des fosses septiques à l'aide d'un logiciel de gestion des ouvrages de traitement des eaux usées (*WEST*[®]).

Ce travail a également permis de développer un modèle global de fonctionnement des fosses septiques (*MFS/DDA*⁴), qui par ailleurs a été présenté suivant le formalisme matriciel de Petersen. Les équations de bilan de matière associée à ce modèle *MFS/DDA* ont également été présentées dans cette thèse. Les simulations de fonctionnement des fosses septiques avec *WEST*[®] sont en cours car nous avons connu des problèmes techniques au niveau du logiciel et les principaux résultats y relatifs seront envoyés aux membres de jury sous forme d'addendum.

Afin de bien mener l'étude des voies de valorisation des boues de vidange des fosses septiques et des déchets solides fermentescibles, une étude préliminaire de caractérisation détaillée des boues de vidange a été réalisée et les résultats ont montré qu'elles sont presque stabilisées, du point de vue valorisation énergétique. Lorsqu'elles sont digérées seules, elles présentent un faible potentiel méthanogène, soit $2,09 \text{ m}^3 \text{ biogaz/m}^3$ de boues fraîches (après deux mois de digestion). Ce biogaz est composé de 71% de CH_4 contre 29% de CO_2 . Et, comme les caractéristiques des boues de vidange ont montré à travers les rapports $\text{MVS}/\text{DCO}_{\text{soluble}} = 2,23$ et $\text{MVS}/\text{DBO}_{\text{totale infinie}} = 0,93$ que ces boues contiennent plus de biomasses bactériennes épuratrices que de substrat, elles ont été engagées en co-digestion anaérobie avec les déchets solides fermentescibles suivant différents rapports " $\text{MVS}_{\text{FS}}/\text{MOV}_{\text{déchets}}$ ". Le rapport

⁴Modèle de Fosse Septique tenant compte de la Décantation et de la Digestion Anaérobie

$MVS_{FS}/MOV_{déchets}$ égal à 0,3 ($MOV_{déchets}$ étant exprimées en poids sec de déchets et MVS_{FS} en poids sec des boues de vidange) s'est révélé optimal avec une production cumulée maximale de biogaz égal à $12,14 \text{ m}^3 \text{ biogaz}/\text{m}^3$ de mélange gadoues-déchets. La composition moyenne de ce biogaz était de 65,6 % en CH_4 contre 34,4 % en CO_2 .

La co-digestion anaérobie des boues de vidange avec les déchets solides fermentescibles a donc été jugée comme un procédé efficace et optimal pour leur valorisation, tout en contribuant à l'amélioration de la qualité environnementale. Le biogaz produit pourrait être valorisé sous forme d'électricité ou de chaleur et le digestat sous forme de compost permettant d'amender les sols burundais qui sont de plus en plus appauvris en éléments essentiels pour la croissance des plantes.

2.Perspectives

L'objectif global de ce travail était, de contribuer à l'amélioration de la qualité environnementale et à la réduction des risques sanitaires associés à la gestion des déchets liquides et solides à Bujumbura (Burundi). Nous avons en partie réussi cette tâche puisque nous avons pu mettre en place un modèle global de fonctionnement des fosses septiques, maillon principal de la plupart des systèmes en place, qui décrit tous les processus y associés et nous avons montré qu'un procédé de co-digestion anaérobie constitue une solution efficace et attractive pour la valorisation des boues de vidange des fosses septiques et des déchets solides fermentescibles.

Néanmoins, à l'issue de ce travail, un certain nombre de points mériteraient un approfondissement:

- Il serait intéressant d'étudier les phénomènes de transfert gazeux dans les fosses septiques en quantifiant les coefficients de transfert liquide-gaz ($k_{L,a}$), des gaz H_2 , CH_4 et CO_2 .
- Il serait également intéressant de faire une étude comparative de mesure d'activité de dégradation de la biomole du substrat complexe ($\text{C}_{23} \text{H}_{49} \text{O}_9 \text{N}$) par respectivement des biomasses bactériennes (acétogènes et méthanogènes) de souches pures et des biomasses bactériennes provenant de fosses septiques.
- Il serait aussi intéressant d'étudier la cinétique de dégradation de la cellulose dans les fosses septiques vu que les papiers toilette constituent une source importante de ce

composé. Il était prévu de le faire dans cette thèse mais cet objectif n'a pas pu être atteint.

- Au sujet de développement et vérification d'une nouvelle méthode de dosage des AGV totaux par titrage, efficace et proche de la méthode chromatographique en phase gazeuse, une approche de quantification des AGV basée sur un algorithme mathématique considérant toutes les fonctions de distributions complètes des espèces chimiques, serait améliorée en tenant compte d'un nouveau pH de fin de titrage (voir Annexe V.2). Dans ces conditions, on pourrait utiliser comme source de NH_4 et de HCO_3 , des sels différents et varier les proportions $\text{NH}_4:\text{HCO}_3$. On pourrait également varier les proportions en AGV: et en autres composés (NH_4 , HCO_3 , PO_4 , H_2S).
- Par rapport à la co-digestion anaérobie des boues de vidange des fosses septiques avec les déchets solides fermentescibles des marchés, il serait intéressant d'approfondir une nouvelle filière qui a été testée dans le cadre de la continuité de ce travail (par le Projet PIC BURASSAIN) et qui consistait à faire intervenir sous forme de cycles, deux procédés: la co-digestion anaérobie en deux étapes à l'aide de deux réacteurs "*premier et second*" montés en série, et le co-compostage qui se faisait dans le *premier réacteur*, une fois que les AGV étaient totalement extraits et envoyés dans le *second réacteur*. Faire intervenir le co-compostage dans le *premier réacteur* une fois que les AGV sont totalement extraits et envoyés dans le réacteur de méthanisation (*second réacteur*), permet d'éviter la manipulation de la fraction solide constituée par des boues de vidange des fosses septiques et déchets solides non digérés qui ne sont pas encore hygiénisée avant le co-compostage.
- Bien entendu le principe de cette nouvelle filière devrait être testé à une échelle plus grande que l'échelle du laboratoire.

Dans cette optique, il serait intéressant, à l'instar de ce qui a été fait dans le cas des fosses septiques, d'étudier les processus biologiques qui se dérouleraient dans ces réacteurs (semi-industriels) de co-digestion anaérobies et de co-compostage. De cela, on sous-entend le développement des modèles stoechiométriques et cinétiques associés, et des paramètres qui en découlent sans oublier les équations de bilan de matière associée. Cela signifie que la modélisation mathématique de fonctionnement des réacteurs pendant le cycle de la co-digestion anaérobie et/ou pendant le cycle de co-compostage serait intéressante. Certaines des approches utilisées dans le présent travail pourraient être adaptées à cette nouvelle application. Ainsi la modélisation des

processus biologiques de traitement des effluents liquides et solides pourrait s'avérer dans l'avenir un outil utile pour le développement de technologies appropriées pour les pays en voie de développement, comme cela a été le cas dans les pays développés pour d'autres systèmes.

ANNEXES

**Annexe en rapport avec la publication soumise à la
revue (*Environmental Technology*)**

Exploring a new approach of the population equivalent concept through a detailed characterization of grey and black waters

G. Nsavyimana^{1,2*}, P. Bigumandondera^{1,2}, E. L. Ngahane¹, T. Ndikumana² & J. L. Vassel¹

¹Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, Unité Assainissement et Environnement, 185 Rue de Longwy, B-6700 Arlon, Belgique

²Département de Chimie, Université du Burundi, Laboratoire de chimie et analyses environnementales, B-2700 Bujumbura, Burundi.

*Corresponding author: E-mail: gnsavyi@yahoo.fr, Tel.:+32 488 589 117, Fax: +32 63 23 08 00

E-mails: pbigumandondera@student.ulg.ac.be (P. Bigumandondera); lamas_ng@yahoo.fr (E. L. Ngahane); theo.ndikumana@gmail.com (T. Ndikumana); jlvassel@ulg.ac.be (J. L. Vassel)

Acknowledgements

We are grateful to the government of Burundi for granting a financial support to the first two authors (G. Nsavyimana and P. Bigumandondera) for their Ph.D. research. We thank the *Académie de Recherche et d'Enseignement Supérieur* (ARES, Belgium) through the funding of the "PIC BURASSAIN" project. We also thank the Libramont and Saint Gilly clinic laboratories for the technical assistance. We are also grateful to Dr. Louis Kouadio (University of Southern Queensland, Australia) for his helpful comments and suggestions.

Abstract: Reliable and accurate data from on-site facilities are important for the modeling of biochemical processes occurring in wastewater treatment bioreactors. This study aimed to redefine the concept of population equivalent through a detailed analysis of grey and black waters. The concept of population enables the determination of the overall pollutant load from various houses connected to a collective treatment plant. Several chemical compounds and physicochemical parameters including lipids, total nitrogen, proteins, carbohydrates, and total chemical oxygen demand (COD), were assessed in grey and black waters samples collected in Belgium and Burundi, and expressed in population equivalent unit. Our results showed that the total COD corresponding to one population equivalent unit in Burundi and Belgium was 117.08 ± 10.09 g COD/capita/day and 138.75 ± 20.09 g COD/capita/day, respectively. The total COD in Belgian experiments was distributed as 34.32% for faeces, 31.64% for waters from kitchen sinks, 13.28% for laundry detergents, and 10.22%, 6.39% and 4.18% for toilet paper, shower soaps and urine, respectively. Results from Burundi samples revealed that laundry detergents, toilet paper and shower soaps were 14.70 ± 0.40 g/capita/day, 12.20 ± 0.40 g/capita/day and 5.00 ± 0.30 g/capita/day, respectively. The quantity of the main chemical compounds in both grey and black waters ranged from 0.37 ± 0.18 to 43.44 ± 4.35 g/capita/day, with average values of 10.15, 10.60, 14.70, 14.99, and 43.44 g/capita/day for lipids, total nitrogen, laundry detergents, proteins and carbohydrates, respectively. Our findings are valuable information that can be explored for the determination of the "complex substrate biomole" formula, which is useful for the modeling of processes involved in wastewater treatment.

Keywords: Wastewater, Black waters, Grey waters, Population equivalent, Ecosanitation

1. Introduction

Wastewater treatment is a major concern worldwide including developing countries. The use of on-site sanitation systems (e.g. septic tanks) for domestic wastewater treatment constitutes an alternative where collective systems are not achievable [1, 2]. In developed countries, on-site sanitation systems are usually exploited in areas where connections to a collective treatment plant via a sewer network can not be done for either technical or economical reasons [3, 4]. While in developing countries, particularly in Sub-Saharan African cities, more than 65% of households use septic tanks or similar systems to treat their wastewater [5]. The pre-treatment of wastewater in a septic system is obtained by the settling of solid particles and the digestion of the settled and floated organic matter [6, 7]. The biomass activity in such reactors or in collective treatment plants depends on the chemical characteristics of the incoming flows [8].

Generally, domestic wastewater are classified into two major groups according to their origins [7, 9]: (i) grey waters corresponding to the wastewater coming from showers, laundries and kitchen, and (ii) black waters which are related to wastewater from toilets (containing faeces, urine and toilet papers). The chemical compounds in domestic wastewater are thus diversified and complex [10]. Several

studies have been carried out to characterize the black and grey waters, but only few parameters have been studied [9, 11-20]. These studies included the quantification per capita and per day of laundry detergents, shower soaps and shampoo in grey waters [9, 11, 12, 13], the characterization of conventional pollution parameters in black and grey waters [i.e., chemical oxygen demand (COD), 5-day biochemical oxygen demand (BOD₅), total suspended solids (TSS), total nitrogen, total phosphorus, total coliforms, fecal coliforms] [14, 15, 16, 17], the characterization of chemical compounds in faeces and urine (e.g., total nitrogen, total phosphorus, potassium, urea, NH₄-N, Mg⁺⁺, Ca⁺⁺ and Cl⁻) [18, 19, 20]. For example, Gray [21] and Mann [22] showed that in the United Kingdom wastewater from toilets, showers, kitchen sinks, laundries and car washing/garden represented 35%, 25%, 20%, 15%, and 5% volume/volume (v/v), respectively, of all domestic wastewater. Henze *et al.* [23] found that in Denmark and Sweden wastewater from kitchen sinks and toilets (faeces and urine) are 18 and 19 m³/capita/year, respectively. Their estimates of the total wastewater from both laundries and showers resulted in 18 m³/capita/year in these countries. The results obtained through the numerous studies were noticeably different between authors. These differences could be linked to the various study sites (countries) and methodologies used.

Furthermore, there is a lack of detailed information (Table 1) on chemical compounds such as carbohydrates, lipids, proteins and conventional pollution parameters for different sources of domestic wastewaters (i.e., total infinite BOD_{ATU}, soluble and particulate COD). Yet such information is crucial for the accurate modeling approach of biochemical processes occurring in collective treatment plants or septic tanks in case of on-site sanitation.

The concept of the population equivalent is defined as the pollutant load rejected per capita and per day (expressed in form of various main chemical compounds associated to this pollution). It enables the determination of the overall pollutant load from various houses connected to a collective treatment plant. The main objectives of this study were (i) to characterize more thoroughly the generated fluxes by one population equivalent unit and their links to the conventional pollution indicator (i.e., COD), and (ii) to provide therefore reliable inputs for a database useful for determining case by case the formula of a "complex substrate biomole" which represents the domestic wastewater in various conditions. Such formula is valuable for the mathematical modeling of biochemical processes occurring in wastewater treatment bioreactors.

Table 1: Literature review of studies dealing with the characterization of human faeces and urine.

Parameter	Human faeces (only)	Human urine (only)	Human faeces and urine (taken together)
Total nitrogen	2-3.5 g N/capita/day ^a 1.2-4.2 g N/capita/day ^b 1.75-4.9 g N/capita/day ^c	6.85-11.78 g N/capita/day ^d 7.5-9.5 g N/capita/day ^a 6.6-8.4 g N/capita/day ^e 7.5-13.3 g N/capita/day ^c 8 g N/l ^f 9 g N/l ^g 1.8-17.5 g N/l ^h 2.4-3.1 g N/l ⁱ 8.36g N/l ^j	9.9-13.2 g N/capita/day ^a 7.6-7.9 g N/capita/day ^l 10.1 g N/capita/day ^m 10 g N/capita/day ^b
Kjeldhal nitrogen	17.82 g N/kg dry weight of faeces ⁿ	5.29 g N/l ⁿ	
NH ₄ ⁺ -N		2.3-2.9 g N/l ⁱ 8.57g N/l ^j	
TOC	14-38.5 g C/capita/day ^c	5.5-11.9 g C/capita/day ^c	
Raw COD	567.43gCOD/kg dry weight of faeces ⁿ	12.79 g COD/l ⁿ 4-11 g COD/l ^h 8.15 g COD/l ^k	
Ca ⁺⁺	1.4-3.5 g/capita/day ^c	0.13 g/l ^k	1.5-2.1 g/capita/day ^l
Mg ⁺⁺		1.5-1.63 mg/l ^d	0.25-0.4 g/capita/day ^l
Creatinine		1.02 ± 0.15 g/capita/day ^o 1.2-2.1g/l ^p	
Uric acid		0.154-0.77 g/l ^q	
Urea		5.82-10.00 g N/capita/day ^d 5.81 g N/l ^k	
K ⁺	0.4-1.8 g K/capita/day ^c	33.31± 10.57 mEq/capita/day ^o 1.5-3.15 g/capita/day ^c 0.7-3.3 g/l ^h 2.00 g/l ^j 2.17 g/l ^k	1.8-2.7 g/capita/day ^l 3.29 g/capita/day ^r 4.0 g/capita/day ^s
Na ⁺		101.93 ± 35.30 mEq/capita/day ^o 2.67 g/l ^k	
Cl ⁻		3.03 g/l ^j 3.83 g/l ^k	
Total phosphorus	1.05-3.78 g P/capita/day ^c 0.3-2.7 g P/capita/day ^{a,e}	0.8-1.4 g P/capita/day ^{a,e} 1.25-3.5 g P/capita/day ^c 0.2-3.7 g P/l ^h 0.15-2.3 g P/l ⁱ 2.03g P/l ^j	1.8-3.7 g P/capita/day ^l 1.64 g P/capita/day ^r

References:

^a:Heinss *et al.* [24]; ^b: GHD [25] cited by Montangero and Belevi [26]; ^c: Gotaas [27] cited by Mara and Horan [28]; ^d: Kirchmann and Pettersson [29]; ^e: Polprasert [30]; ^f: Ban and Dave [31]; ^g: Winker *et al.* [20]; ^h: Meinzinger and Oldenburg [32]; ⁱ:Heinonen-Tanski *et al.* [19]; ^j: Pradhan *et al.* [33]; ^k: Udert *et al.* [34]; ^l: Schouw *et al.* [35]; ^m: Jönsson *et al.* [36]; ⁿ: Chaggu *et al.* [37]; ^o: Lee Watson and Langford [38]; ^p: de Araújo *et al.* [39]; ^q: Hudaria *et al.* [40]; ^r: Wolgast [41] cited by Heinonen-Tanski and van Wijk-Sijbesma [18]; ^s:Verbanck *et al.* [42]

Parameters such as organic nitrogen, soluble and particulate COD, raw BOD₅, total infinite BOD (with ATU), proteins, lipids and carbohydrates were not available in the literature review of this study.

2. Materials and Methods

The data collection was carried out through two complementary investigations in Burundi and Belgium. The choice of working on two different study sites relied on the technical difficulties occurred in Burundi (i.e., lack of suitable equipments for analyses, lack of candidates for quantifying the amounts of faeces and urine per capita and per day). We assumed that the pollution sources were faeces, urine, and toilet papers in black waters, and were linked to soaps, laundry detergents, and macronutrients (carbohydrates, lipids and proteins) as well as dishwasher detergents, in grey waters from showers/bathtubs, laundries, and kitchen sinks, respectively.

2.1 Experiments in Belgium

Experiments in Belgium were focused on the chemical characterization of urine and faeces for quantifying their respective contributions in black waters. Measurements were carried out on 30 faeces and 49 urine samples collected in two Belgian hospitals on healthy individuals (i.e., no suffering from any particular pathology). The individuals were randomly selected. Faeces and urine produced during 24 hours were collected in order to determine (i) the quantities of faeces and urine produced per capita and per day, respectively, and (ii) the concentrations of chemical compounds (expressed in g/g of dry weight for the faeces and g/l for the urine) along with their corresponding pollutant loads. The parameters measured on aliquots of faeces and urine samples (obtained through a systematic sampling) were: raw COD and BOD₅, total infinite BOD_{ATU}, total organic carbon (TOC), nitrogen (total, organic and Kjeldahl), proteins, total phosphorus, ammonia nitrogen (NH₄-N), nitrite (NO₂-N), nitrate (NO₃-N), Cl⁻, Ca⁺⁺, and Mg⁺⁺. Each parameter was expressed per its measurement unit, according to the population equivalent concept (e.g, g COD/capita/24h). In addition, the quantities of lipids, carbohydrates, soluble and particulate COD, and SO₄²⁻ were assessed on faeces samples; quantities of creatinine, uric acid, urea, K⁺ and Na⁺ were determined on urine samples.

The fresh weights and volumes of the 24-hour samples were measured prior to the laboratory analyses. The aliquots were dried in an oven at 105°C during 24h. Then, they were weighted using an analytical balance (Sartorius® balance, France; accuracy ± 0.1 mg).

2.1.1 Measurements of the different compounds

Carbohydrates were measured using the anthrone method [43, 44]. The raw and soluble COD were measured on raw and filtered samples (GF/C filters), respectively, through the colorimetric method (ISO 15705; tubes series:1 14691 0001). An interference due to chlorides was observed in these tubes for concentration greater than 2.50 g/l. The colorimetric method used a mineralizator (Spectroquant® TR420, Merck, Belgium) for the mineralization and a photometer (Spectroquant®NOVA60, Merck, Belgium) for the reading. Particulate COD was then calculated as the difference between raw and soluble COD.

The measurements of BOD₅ and total infinite BOD_{ATU} were carried out on unfiltered seeded samples using OxiTop[®] systems (WTW, Germany). The total infinite BOD_{ATU} was determined using the Thomas' method [45, 46] with samples being incubated in dark and under stirring for a 21-day period. Based on this method, the total infinite BOD is calculated as:

$$\text{Total infinite } BOD = \frac{1}{1 - 10^{-kt}} BOD_t \quad (1)$$

where BOD_t refers to the BOD measured at time t , t being the reaction time from the beginning of the test (expressed in days); k is the kinetic constant of reaction (expressed in base 10). A nitrification inhibitor (i.e., ATU (allylthiourea) 2g/l) was added in case of BOD_{ATU} determination.

Total nitrogen and TOC were measured on filtered samples (GF/C filter) with a Shimadzu analyzer (Shimadzu TOC, VCPH model). Organic nitrogen was calculated as a difference between Kjeldahl and ammonia nitrogen. The measurement of lipids in faeces samples was achieved using the infrared method [47]. Proteins in faeces samples were quantified by dosing Kjeldahl nitrogen (ISO 5663), according to the assumption described in previous studies (the N content in proteins is 16% weight/weight (w/w)); [48, 49, 50]. A 6.25 multiplicative factor was therefore used to convert Kjeldahl nitrogen content into proteins.

The ion chromatography (Metrohm 883 Basic IC plus + Metrohm 863 Compact IC Autosampler) was used for the main cations (NH_4^+ -N, Ca^{++} , Mg^{++}) and anions (NO_2^- -N, NO_3^- -N, Cl^- , PO_4^{3-} -P, SO_4^{2-}) on filtered samples (filters of 0.2 μm diameter). Note the quantities of NO_2^- -N and NO_3^- -N were below the detection limit.

For urine samples, the analyses were performed using a Unicel[®]DxC 800 Synchron LX[®]20 Clinical Systems analyzer (Beckman Coulter, USA). The methods used for the determination of each compound were [51]: the pyrogallol red-molybdate method for the urinary proteins, the Jaffe rate method for the creatinine, the enzymatic methods involving uricase and peroxidase, for uric acid, or involving urease and glutamate dehydrogenase for urea; and the indirect potentiometric method using specific electrodes for Na^+ and K^+ quantifications.

2.1.2 Determination of the theoretical chemical oxygen demand (COD) and total organic carbon (TOC)

The theoretical TOC was calculated based on compounds with carbons in their chemical structures. For 1 g of a given compound, the equivalent TOC ($i_{\text{TOC, compound}}$) was calculated as follows:

$$i_{\text{TOC, compound}} = \frac{\text{Number of carbon atoms} * \text{Atomic mass of Carbon}}{\text{Molecular weight of compound}} \quad (2)$$

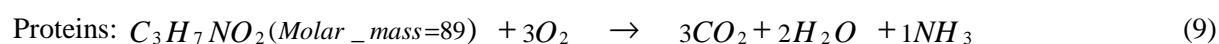
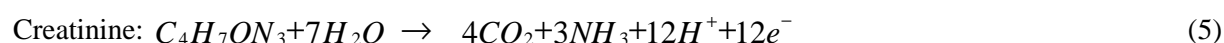
Carbohydrates, lipids and proteins were represented by glucose ($\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$), glycerol tripalmitate ($\text{C}_{51}\text{H}_{98}\text{O}_6$) [52], and alanine ($\text{C}_3\text{H}_7\text{NO}_2$), respectively. The choice of the alanine compound for

representing proteins was guided by its relative abundance in animal proteins [53, 54] and plant proteins [55].

Theoretical COD values were calculated for these three compounds in case of faeces samples, as well as for urinary proteins, creatinine, uric acid and chlorides (Cl) in case of urine samples. Chlorides were taken into account when their concentration was higher than a threshold of 2.50 g/l. The theoretical COD for a given compound ($COD_{compound(i)}$) in faeces and urine samples was:

$$COD_{compound(i)} = i_{COD,compound} * Total\ mass\ of\ compound(i) \quad (3)$$

where $i_{COD, compound}$ is determined for each compound from its oxidation equation:



2.2 Experiments in Burundi

The survey in Burundi focused on the determination of the quantities of toilet papers, shower soaps and laundry detergents used per capita and per day, and their respective contributions in domestic wastewater. For this purpose, 60 households in the city of Bujumbura were surveyed in May 2011 using pre-established questionnaire. Ten different districts of the city were selected and systematic sampling of six households per district was operated. Through the survey form, each household provided information on the number of residents and the volumes/quantities used over the survey month for a given type of product "i" (i.e., toilet papers, shower soaps and laundry detergents). Thus, the number of persons surveyed per household varied from four to seven, with a total of 337 individuals. The quantity per capita and per day of each compound (toilet papers, shower soaps and laundry detergents) was deducted from the total weighed samples (i.e., depending on how the products are packaged). The product aliquots [dissolved in demineralized water (1 g/l)] were analyzed in order to determine the COD, BOD₅ and BOD₁₀. BODs were measured on unfiltered seeded samples. The BOD₁₀ was measured because of the slow biodegradation kinetic of toilet papers and detergents. The methods used for their determination were similar to that of Belgian samples (see Section 2.1).

2.3 Characterization of faeces and urine by the Matter-Energy balance approach

Given the variation of the overall pollution in domestic wastewater from one country to another (namely because of the living conditions), the Matter-Energy balance approach is very useful for the determination of the pollution coming from faeces and urine per capita and per day, on a common basis. Indeed, this approach enables a relatively simple estimation of macronutrient quantities in black waters from faeces and urine, for one population equivalent unit, if the average value of its balanced food ration (expressed as total chemical energy) is known. From all domestic wastewater produced by one population equivalent unit, this study assumes that the main difference comes especially from black waters rather than grey waters, though slight deviations could be observed among countries.

In this approach, a human body is considered as a biological reactor which receives inputs (expressed in form of balanced food rations) and generates outputs (faeces and urine), through the Matter-Energy balance and the metabolic activity (Figure 1). Based on the composition in macronutrients of a standard balanced food ration (expressed as percentage of energy), that to say 55%, 30% and 15% of carbohydrates, lipids and proteins, respectively [56, 57, 58], and the values from previous studies dealing with the energy needs (expressed as total chemical energy) per capita/day by age (i.e., 1500, 1800, 2000, 2120, 2239, 2500, 2600, 2800 and 3500 kcal/capita/day [57, 59, 60]), the corresponding chemical energy of carbohydrates, lipids and proteins in these balanced food rations (considered as the inputs) were calculated. The macronutrients in both faeces and urine samples (Belgian samples, Table 2) were considered as outputs and converted in form of chemical energy (in kcal/capita/day) using the COD concept. The conversion rates of these macronutrients were then deducted. According to this concept, 1 equivalent gram of electrons corresponds to 8 g COD [61] or 26.616 kcal [62].

Based on the values of macronutrients in the inputs and outputs of a human body (considered as a biological reactor), the conversion rates of carbohydrates, lipids and proteins were calculated as follows:

$$\eta = 100 * \left(\frac{S_0 - S}{S_0} \right) \quad (10)$$

where η is the conversion rate (as percentage of energy); S_0 refers to the macronutrients involved in the balanced food rations (kcal/capita/day); and S refers to the outputs (i.e., macronutrients not used during the metabolism and eliminated in form of urine and faeces). Note the conversion rates used are valid for people with constant weight, i.e. the fractions of macronutrients stored are not taken into account.

When the conversion rates of the macronutrients are known, their respective percentage in the waste (faeces and urine taken together) can readily be calculated. Two techniques of calculation, based on the two paradigms prevailing in nutritionist and wastewater sciences, may be applied to determine the mass loads of the macronutrients. The principles of the paradigms rely on the equivalent energy of a liter of oxygen spent either for the metabolism or for wastewater treatment. According to the nutritionists' approach an equivalent energy of a liter of oxygen equals to 4.82 kcal/IO₂ [63, 64] (i.e., 26.99 kcal/g equivalent of electrons). While in wastewater treatment field, this corresponds to 4.75

kcal/102[61, 62]. For the nutritionists 1 g of carbohydrates, lipids, and proteins yields 4, 9 and 4 kcal, respectively [60]. The comparison between measured quantities in both faeces and urine samples and theoretical values of macronutrients calculated using these two techniques was performed for assessing the reliability and accuracy of these techniques.

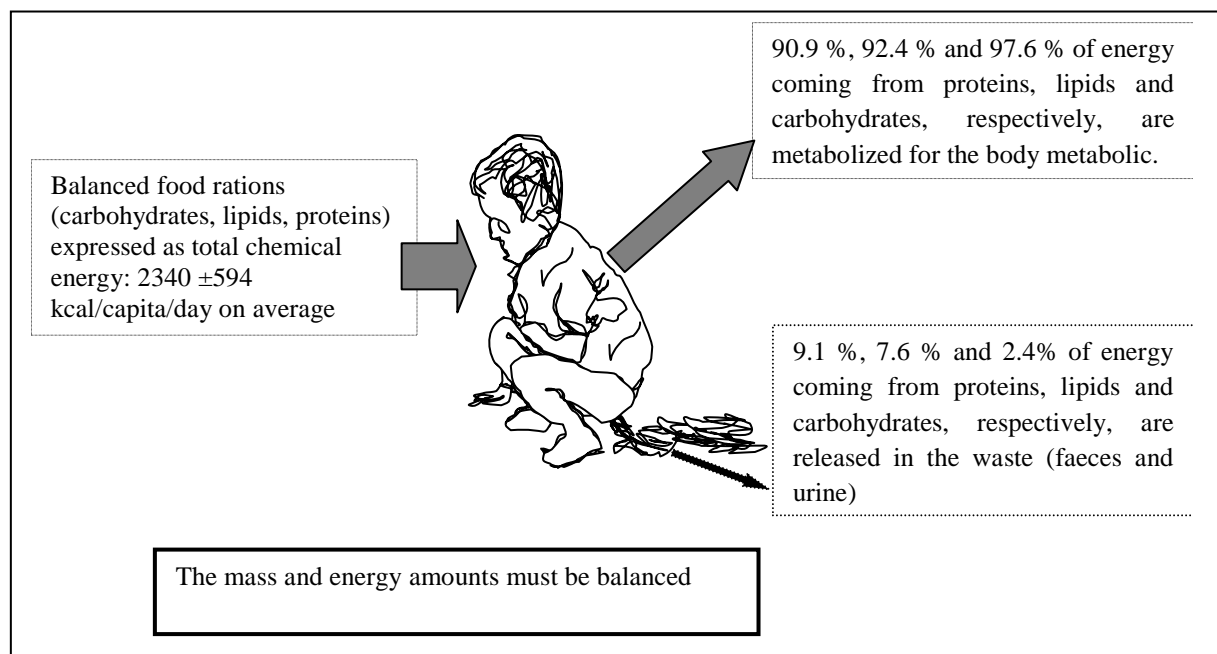


Figure 1: Scheme of a human body considered as a biological reactor. The conversion rates were determined in Section 3.3.

2.4 Statistical analysis

For a given parameter or chemical compound, the pollutant load was calculated as the weighted average of all pollutant loads. For each sample "i", the corresponding pollutant load was determined as follows:

$$PL_i = C_i * W_i \text{ (or } V_i) \quad (11)$$

where PL_i refers to the pollutant load (in g/capita/day); C_i is the measured concentration (in mg/g of dry weight of faeces or in g/l of urine); W_i is the weight (in g/d for the faeces), and V_i is the volume (liter/d for the urine).

Likewise, the concentration of a given parameter or chemical compound was calculated as the average of all concentrations measured for each sample.

The relationships between the theoretical and measured TOC and COD values were determined through correlation analyses. Statistical indicators, i.e., the coefficient of determination (R^2), the mean bias error (MBE), the root mean square error (RMSE) [65, 66] were used to assess the quality of these relationships. The RMSE and MBE are expressed as follows:

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (Y - Y_c)^2} \quad (12)$$

$$MBE = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (Y - Y_c) \quad (13)$$

where Y and Y_c refer to the observed and predicted values, respectively; n is the number of samples. All statistical analyses (preliminary checks and data processing, correlation analyses) were performed using Statistica® 10 (StatSoft Inc., Tulsa, OK, USA).

3. Results and Discussion

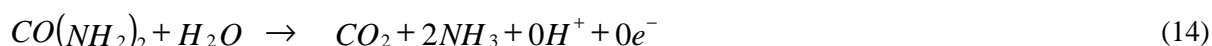
3.1 Characterization of faeces and urine samples (experiments in Belgium).

Table 2 presents the concentrations and pollutant loads of faeces and urine samples. The average fresh and dry weights of faeces samples were 225.79 ± 90.38 and 55.56 ± 17.92 g/capita/day, respectively. The average volume of urine samples was 1.58 ± 0.50 l/capita/day. The comparison of our results with those reviewed in Table 1 showed that they were quite similar, except TOC and COD values. The correlations between the measured and theoretical COD and TOC (Figure 2) were significant ($P < 0.05$). Overall, the R^2 varied from 0.92 to 0.98; the RMSE ranged from 0.16 to 0.26 g/capita/day, and 0.77 to 2.95 g/capita/day for the COD and TOC associated to the urine and faeces samples, respectively. The MBE was close to zero in all cases.

The correlations between the measured total and Kjeldahl nitrogen were also significantly high ($R^2 = 0.97$ and 0.99 , $P < 0.05$, for faeces and urine samples, respectively). The comparison yielded a RMSE = 0.02 and 0.26 g/capita/day for faeces and urine samples, respectively, and a MBE = 0 g/capita/day for both types of samples. These results suggests that the total nitrogen was essentially composed of Kjeldahl nitrogen in our samples.

The sum of TOC in case of faeces samples included that of carbohydrates, lipids and proteins. In case of urine samples this sum included the TOC of creatinine, uric acid and urea in addition to urinary proteins. Thus, the theoretical TOC values were 0.40 g TOC/g protein, 0.76 g TOC/g lipid, 0.40 g TOC/g carbohydrate, 0.43 g TOC/g uric acid, 0.40 g TOC/g creatinine, and 0.20 g TOC/g urea. Based on the corresponding oxidation equation (Eq. 4-9), the COD of 1 g of each compound was 0.45 g COD/g chloride, 0.85 g COD/g creatinine, 0.29 g COD/g uric acid, 1.08g COD/g protein, 1.07g COD/g carbohydrate, and 2.88 g COD/g lipid.

Although urea was a significant compound in urine, its COD was zero (experimentally and theoretically proven through Eq. 14).



The COD balance in the urine samples was completely balanced, indicating that the urine compounds responsible for the measured COD were creatinine, uric acid, urinary proteins and chlorides. Although a high correlation ($R^2 = 0.97$, $P < 0.05$) was found between the calculated and measured raw COD in

the faeces samples, the observed regression ($y = 1.44x$) deviated from an ideal linear regression ($y = 1x$). This could be explained by the presence of bacteria, stercobilin and skatole in faeces [13], that unfortunately have not been measured in our study. However, Védry *et al.* [13] reported that stercobilin and skatole were present in trace amounts, while the bacterial content in faeces eliminated per capita and per day is 10^{11} cells [13] and corresponded to 10.5 g of dry weight/capita/day. According to Batstone *et al.* [54], the bacteria formula is $C_5H_7O_2N$ and its " $i_{COD, compound}$ " equals to 1.42 COD/g of bacteria. Accordingly, the total COD of bacteria was calculated and yielded 14.91 COD/capita/day. A new theoretical COD, determined as the sum of this COD and the theoretical COD calculated from identified compounds in faeces (Table 2), was 47.81 ± 8.57 gCOD/capita/day (very close to the measured value, i.e. 47.54 ± 12.07 gCOD/capita/day). This result suggests that faeces were constituted by the various compounds listed in Table 2 and bacteria, stercobilin and skatole in trace amounts.

Furthermore, our results showed that faeces samples contained high ratios of biodegradable organic matter. Indeed, the ratio raw COD/TOC (expressed in g COD/g TOC) was relatively high (4.00) in faeces samples, compared with the theoretical ratios of the methane (5.33), glucose (2.67) and pure carbon (2.67), determined using the Eqs. 15, 7 and 16, respectively. However, the ratio raw COD/TOC was 1.77 in urine samples, indicating that the organic matter was mainly in its oxidized form.



Table 2: Average concentrations and pollutant loads of measured compounds in 24-hour human faeces and urine samples from the experiment in Belgium.

Numbers in brackets refer to the standard deviation. Results are based on the population equivalent concept.

Designation	Faeces		Urine	
	Concentration (mg/g of dry weight)	Pollutant load (g/capita/day)	Concentration (g/l)	Pollutant load (g/capita/day)
Lipids	102.62 (35.13)	5.58 (1.96)		
Carbohydrates	154.48 (61.94)	8.71 (3.95)		
Proteins	132.58 (42.48)	6.95 (1.14)	1.36 (0.51)	1.96 (0.43)
Organic nitrogen	12.68 (5.11)	0.66 (0.16)	0.21 (0.07)	0.30 (0.07)
Total Nitrogen	22.91 (7.17)	1.20 (0.18)	5.49 (1.07)	8.58 (3.09)
Kjeldhal nitrogen	21.21 (6.79)	1.11 (0.18)	5.42 (1.05)	8.50 (3.11)
NH ₄ ⁺ -N	8.53 (2.98)	0.45 (0.10)	5.21 (1.04)	8.20 (3.08)
Total phosphorus	48.19 (15.45)	2.55 (0.49)	0.90 (0.18)	1.40 (0.53)
TOC	214.71 (58.22)	11.67 (2.98)	2.10 (0.42)	3.24 (1.01)
Raw COD (measured)	873.97 (232.98)	47.54 (12.07)	3.82 (0.73)	5.75 (1.27)
Soluble COD	244.24 (65.04)	13.29 (3.38)		
Particulate COD	629.75 (167.94)	34.25 (8.69)		
Raw BOD ₅	591.82 (158.87)	32.17 (8.15)	1.33 (0.23)	2.06 (0.66)
Total infinite BOD (with ATU)	796.97 (212.84)	43.36 (11.07)	2.98 (0.69)	4.46 (0.98)
Cl ⁻	2.47 (0.51)	0.14 (0.06)	3.64 (0.29)	5.70 (1.77)
SO ₄	22.56 (6.27)	1.30 (0.53)		
Ca ⁺⁺	32.88 (11.14)	1.72 (0.31)	0.132 (0.02)	0.21 (0.08)
Mg ⁺⁺	5.57 (1.26)	0.31 (0.08)	0.08 (0.01)	0.13 (0.04)
K ⁺			1.73 (0.43)	2.56 (0.47)
Creatinine			0.72 (0.24)	1.08 (0.34)
Uric acid			0.25 (0.16)	0.37 (0.18)
Urea			5.23 (1.04)	8.23 (3.08)
Na ⁺			2.44 (0.19)	3.86 (1.28)
Theoretical COD		32.90 (8.57)		5.71 (1.25)

The average fresh and dry weights of faeces samples were 225.79 ± 90.38 and 55.56 ± 17.92 g/capita/day, respectively. The average volume of urine samples was 1.58 ± 0.50 l/capita/day.

Theoretical COD is calculated as the sum of the COD of identified compounds in samples.

The NO₂⁻-N and NO₃⁻-N are not shown as they were under the detection limit.

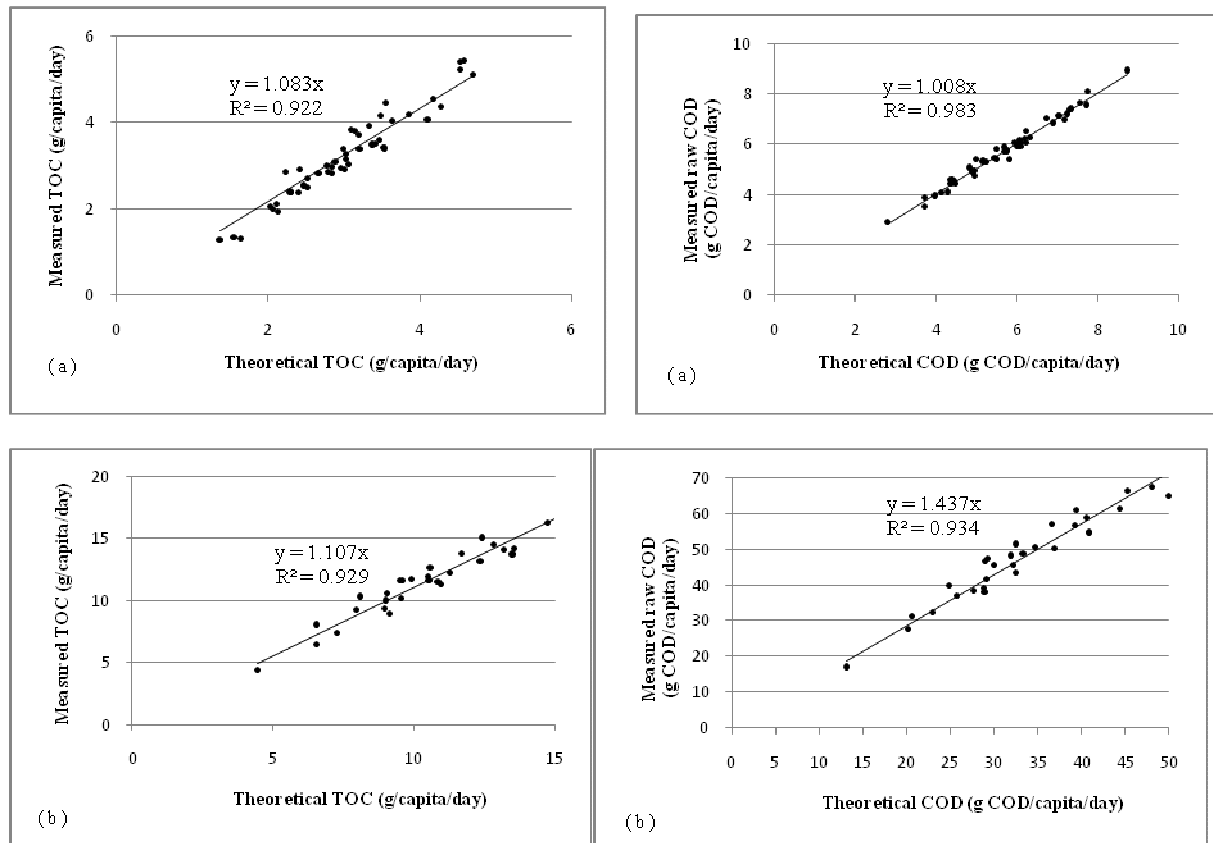


Figure 2: Comparison between measured and theoretical TOC and COD in urine (a) and faeces (b) samples from the experiment in Belgium.

The theoretical COD and TOC values were calculated as the sum of the COD and TOC of each identified compound.

3.2 Characterization of toilet papers, grey waters from showers and laundries (experiments in Burundi)

The quantities per capita and per day of toilet papers, laundry detergents and shower soaps used in Bujumbura (Burundi) were determined. The analyses showed that the amount of toilet papers used for one population equivalent unit was 12.20 ± 0.40 g/capita/day. This result is close to those mentioned by Védry *et al.* [13] in the study conducted in France (12.00 g/capita/day). It does differ from the studies carried out in southern England (quantity = 19.40 g/capita/day [11]) and in United Kingdom (quantity = 7.81 g/capita/day [12]).

In our study the amount of laundry detergents used per capita and per day was 14.70 ± 0.40 g/capita/day. Quite similar results were found in Finland, Norway and Sweden (14.00-15.00 g/capita/day). However, the quantities differed from those in Denmark and USA (20.50 and 10.00 g/capita/day, respectively, [9]).

Several varieties of shower/bath soaps were used. The total amount determined over the survey month was $5.00 \pm 0,30$ g/capita/day.

Table 3 shows the COD, BOD₅ and BOD₁₀ associated to toilet papers, laundry detergent and shower soaps in Bujumbura. Toilet papers were mainly composed of cellulose [measured COD close to the theoretical COD value of cellulose (1.185 g COD/ g cellulose)]. The comparison of the measured COD of laundry detergents and soaps with the theoretical COD of sodium lauryl sulfate (2.00g COD/g sodium lauryl sulfate) and sodium palmitate (2.88 g COD/g sodium palmitate), respectively, showed that our samples were composed of a mixture of various products. For one population equivalent unit in Bujumbura, the COD contributions of toilet papers, laundry detergents and shower soaps per capita and per day corresponded to 14.15 ± 0.9 , 18.40 ± 6.09 and 8.85 ± 3.10 g COD, respectively.

Table 3: Characteristics of toilet paper, laundry detergent and shower soaps in samples collected in Burundi. Raw BOD₅ and BOD₁₀ were determined on solution containing 1 g of product by liter.

Designation	COD (g COD/g of product "i")	raw BOD ₅ (mg BOD ₅ / g of product "i")	raw BOD ₁₀ (mg BOD ₁₀ / g of product "i")
Toilet paper	1.16 ± 0.03	0.00	13.00 ± 6.00
Laundry detergent (trade mark "NOMI")	1.25 ± 0.37	0.00	23.00 ± 6.00
Shower soap (trade mark "Fa")	1.77 ± 0.49	800.00 ± 50.00	$1,100.00 \pm 50.00$

3.3 Characterization of faeces and urine through the Matter-Energy balance approach

The macronutrients contained in balanced food rations (considered as the inputs) were on average 1222.26 ± 566.05 , 666.69 ± 308.76 , and 333.34 ± 154.38 kcal/capita/day for the carbohydrates, lipids, and proteins, respectively. Considering the human body as a biological reactor, the average quantities of those compounds in faeces and urine (determined from Belgian experiments) were 31.00 ± 14.00 , 53.44 ± 18.76 and 31.94 ± 5.59 kcal/capita/day for carbohydrates, proteins and lipids, respectively. Therefore, the respective conversion rates (expressed as percentage of energy) were 97.6%, 90.9% and 92.4%. In other words, for a balanced food ration, 97.6% of carbohydrates, 92.4% of lipids, and 90.9% of proteins were metabolized for the body metabolic activity, while the remaining (i.e., 2.4%, 7.6%, and 9.1%, respectively) were released in the wastes (urine and faeces) (Figure 1).

Regarding the measured quantities of macronutrients in the both faeces and urine samples collected in Belgium and those calculated using the two theoretical techniques, different deviations were observed, depending on the computation approach. Deviations from 8 to 11% (8% for lipids, 10 % for proteins and 11% for the carbohydrates) were found when the nutritionist approach was used. Whereas the deviations ranged from 0.22 to 0.39% (0.22% for lipids, 0.24 % for proteins and 0.39% for the

carbohydrates) when the COD concept was used. Although both theoretical calculation techniques could be exploited to estimate macronutrients in human wastes (i.e., faeces and urine taken together), the technique based on the COD concept seems to be more accurate. Figure 3 depicts the relationship between the amounts of macronutrients contained in faeces and urine (taken together) and balanced food rations consumed (expressed as total chemical energy). The regression equations found present a particular interest because they can serve as a basis for the determination of the macronutrients in black waters from faeces and urine, in any country, if the average of balanced food ration consumed is known. Regarding the black waters, the total COD corresponding to one population equivalent unit in Belgium and Burundi was therefore determined through these equations.

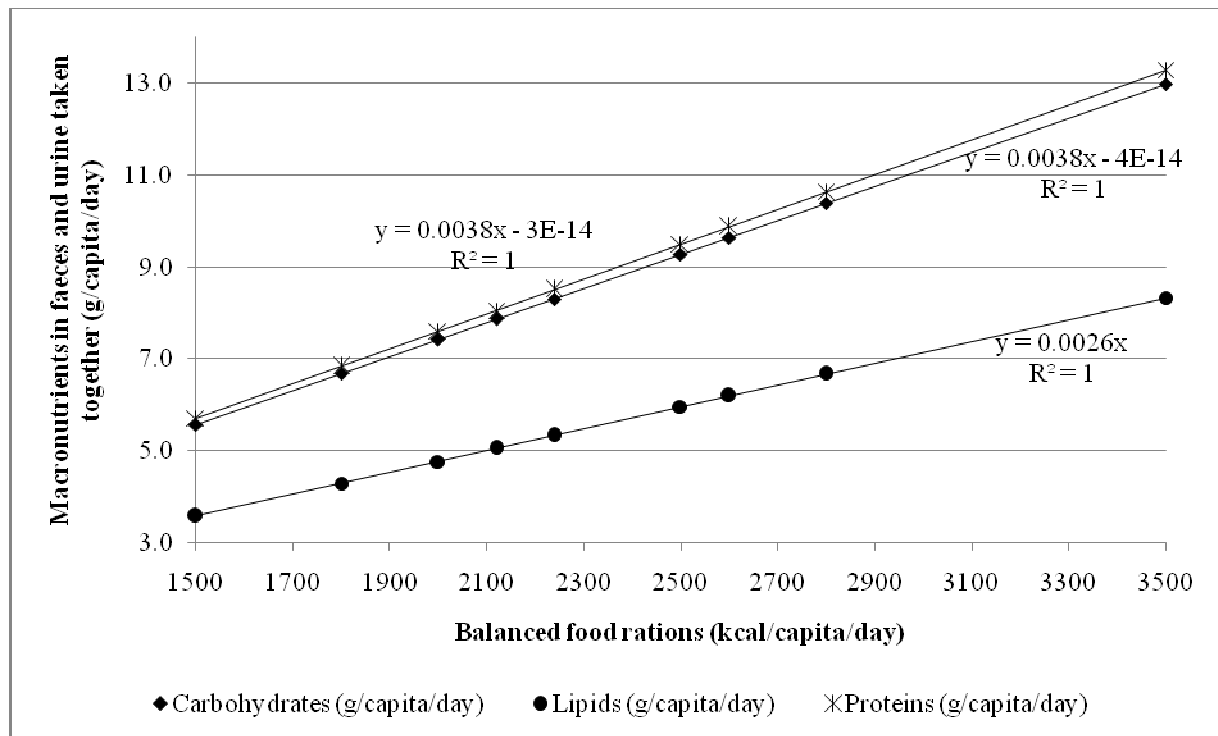


Figure 3: Theoretical values of macronutrients in faeces and urine (expressed as total chemical energy, kcal/capita/day).

The calculation was based on the average balanced food rations consumed according to the standard of living by country. These amounts of macronutrients were calculated using the COD concept.

3.4 Synthesis of results in Belgium and Burundi

A synthesis was proposed for highlighting the results that could serve as a basis for the determination of the "complex substrate biomole" formula which represents all domestic wastewater.

Although the 24-hour samples of grey waters from kitchen sinks (i.e., coming from food preparation and dishwashing) were not collected because of a lack of equipments, the reported value of their COD (16 kg COD/capita/year or 43.83 g COD/capita/day [23]) was considered. The quantities per capita

and per day of dishwasher detergents were not considered in our case (data not available). Grey waters should reflect the same percentages (expressed in percentage of energy) than those of the compounds used (i.e. balanced food rations). Lavoie [56] indicated that the different percentages were 55, 30 and 15% for carbohydrates, lipids, and proteins, respectively. The calculations based on the COD concept resulted 22.53 g carbohydrates/capita/day, 4.57 g lipids/capita/day and 6.08 g proteins/capita/day. This approach was used because the only data known were the overall COD of grey waters from kitchen sinks and the corresponding proportion of macronutrients.

Henze *et al.* [23] indicated that total nitrogen in waters from kitchen sinks was essentially in form of Kjeldahl nitrogen and was 0.30 kg N/capita/year (or 0.82 g N/capita/day). This result is similar to the amount of nitrogen content in such grey waters (0.97 g N /capita/day, determined from the proteins in grey waters, using the 16% w/w of nitrogen content in proteins). Tables 4 and 5 summarize the raw COD distribution and the total amounts of the main chemical compounds contained in studied grey and black waters, respectively, per capita and per day. The total COD and total amount of a given compound in all domestic wastewater were obtained by summing up the COD, or the amounts of the given compound found in the different types of grey and black waters. The experimental raw COD value obtained in our study (138.52 ± 23.43 g COD/capita/day) was similar to the results of Vassel [7] for the Belgium case (i.e., 135.00 g COD/capita/day). It did also fall in the range indicated by Henze *et al.* [23] for numerous countries [105.00-200.00 g COD/capita/day, with an average of 150.00 g COD/capita/day)].

Although the COD corresponding to one population equivalent unit varies according to the standard of living by country, this study assumes that for grey waters there is not quite important difference from one country to another. Therefore, the COD of black waters can be estimated by exploiting Figure 3 and Eq. 3, as well as the COD equivalent of 1 g of a given compound and their mass loads. For an average balanced food ration of 1800 and 3200 Kcal/capita/day for Burundians and Belgians, respectively, the total corresponding CODs representing all black and grey waters produced by one population equivalent unit were 117.08 ± 10.09 g COD/capita/day and 138.75 ± 20.09 g COD/capita/day.

Regarding the total nitrogen rejected per capita and per day (Table 6), 81.0% were produced in urine, 11.3% in faeces, and 7.7% in grey waters from kitchen sinks. The total nitrogen obtained (10.60 ± 3.27 g N/capita/day) was in the range reported by Henze *et al.* [23] (i.e., 8.00-16.44 g N/capita/day for populations in Brazil, Egypt, Turkey, and Germany). This value was, however, lower than results for Denmark and USA (13.7-19.2 g/capita/day) [23].

For the population equivalent of phosphorus (Table 6), faeces constituted an important source of phosphorus (57.82%), compared with the other pollution sources [urine (31.75%), grey waters from showers and laundries (6.12%) and grey waters from kitchen sinks (4.31%)]. The total phosphorus (4.41 ± 1.02 g P/capita/day) differed from the values reported by Henze *et al.* [23] (values ranged from

1.10 to 3.28 g P/capita/day). This difference could be explained by the methodologies used and the study sites.

Regarding the specific potassium load, most of the results were derived from literature review because the analyses were performed only on urine samples. The pollutant load of potassium in the urine samples was 2.56 ± 0.47 g K/capita/day, and ranged in the same interval of reported results (Table 1). In wastewater from both kitchen and showers, and from laundries, one population equivalent unit produces 0.15 kg K/capita/year (or 0.41 g K/capita/day), respectively [23]. From the literature review, Gotaas [27] cited by Mara and Horan [28] found pollutant loads of potassium ranging from 0.40 to 1.80 g K/capita/day in faeces (black waters). A total pollutant load from these different pollution sources [urine samples, grey waters from kitchen and showers, grey waters from laundries [23], black waters (Gotaas [27] cited by Mara and Horan [28])] was therefore ranged from 3.78 to 5.18 g K/capita/day. A median value suggested by Henze *et al.* [23] for one person was 4.38 g K/capita/day. The same value could also be considered in our study as the population equivalent of potassium.

Overall, our results showed that black waters contained an equivalent pollution of 48.69% of the raw COD generated by one population equivalent unit (percentage expressed as g COD/g COD); whereas grey waters contained 51.31% of the raw COD (Table 4, Figure 4).

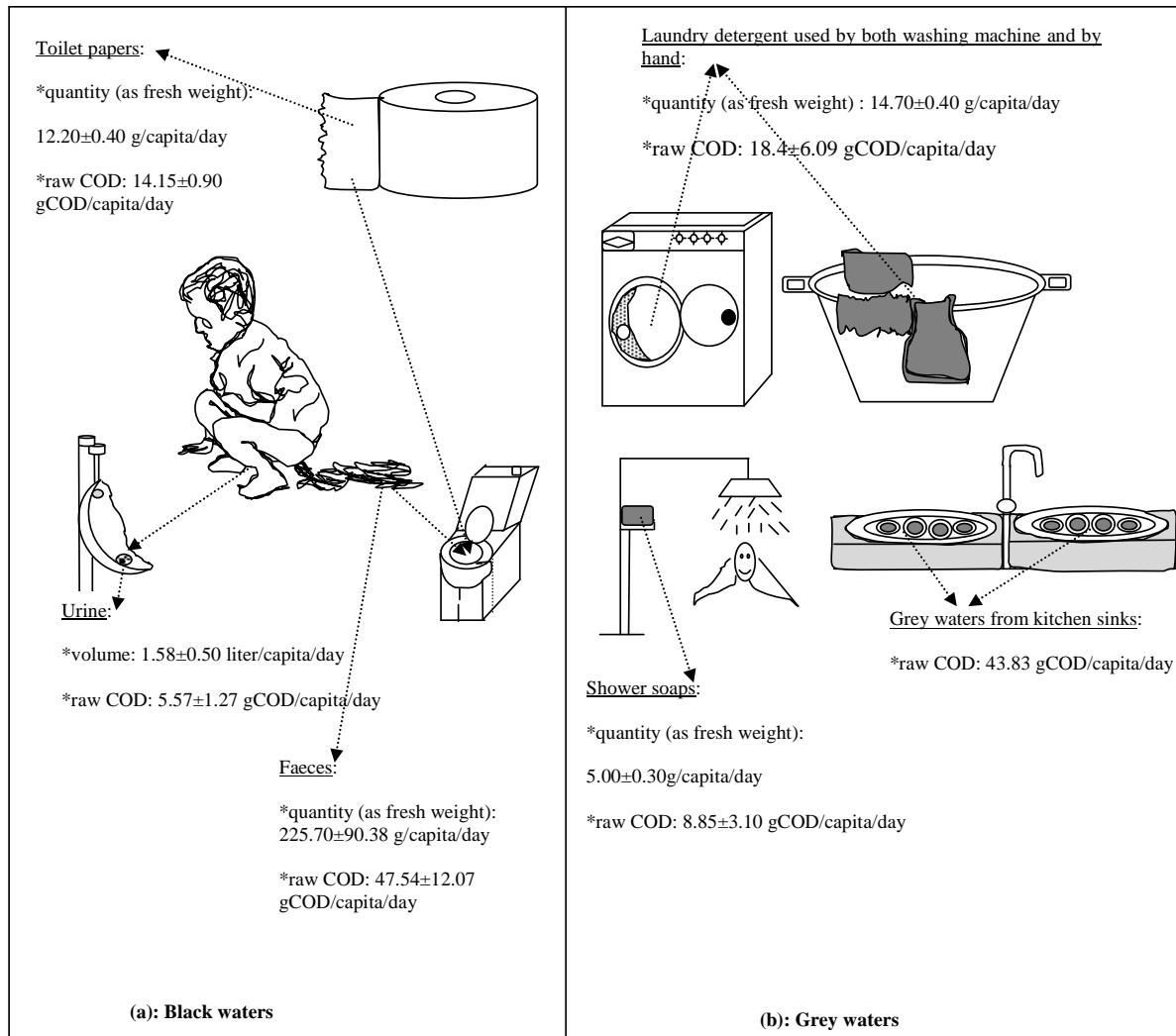


Figure 4: Schematic synthesis of the content of black (a) and grey (b) waters generated per capita and per day.

Black waters include faeces, urine and toilet papers from samples collected in Belgium/Burundi. Grey waters include shower soaps, laundry detergents and waters coming from kitchen sinks from samples collected in Burundi/ Belgium.

Table 4: Distribution of the raw COD by pollution sources in studied grey and black waters in Belgium /Burundi. The COD value of an unstudied source came from the literature. Results are based on the population equivalent concept.

Pollution source	Amount of pollution per source expressed as fresh weight (g /capita/day)	Amount of pollution per source expressed as COD (g COD/capita/day)	Percentage (%)
Black waters			
Faeces (measured COD)	225.70 ± 90.38	47.54 ± 12.07	34.32
Faeces (ΣCOD, <i>calculated</i>) ^a	225.70 ± 90.38	47.81 ± 8.75	-
Urine (measured COD)	1.58 ± 0.50 ^b	5.75 ± 1.27	4.15
Urine (ΣCOD, <i>calculated</i>) ^c	1.58 ± 0.50 ^b	5.71 ± 1.25	-
Toilet papers	12.20 ± 0.40	14.15 ± 0.90	10.22
Grey waters			
Laundry detergents	14.70 ± 0.40	18.4 ± 6.09	13.28
Shower soaps	5.00 ± 0.30	8.85 ± 3.10	6.39
Grey waters from kitchen sinks	-	43.83 ^d	31.64
Total (measured COD)	-	138.52 ± 23.43	100.00
Total (calculated COD, by considering in faeces and urine samples, the identified compounds)	-	138.75 ± 20.09	-

^a: Sum of COD including the identified compounds in faeces samples which have a positive response to the COD test and bacterial content according to Védry *et al.*[13].

^b: Volume of urine as liter/capita/day.

^c: Sum of COD including the identified compounds in urine samples which have a positive response to the COD test.

^d: Value from Henze *et al.*[23].

^{a+c}: The calculated COD from the both faeces and urine samples collected in Belgium, and which corresponded according to the matter-energy balance approach, to the COD of wastes rejected by individuals having consumed on average 3200 kcal/capita/day.

Table 5: Amounts of the main chemical compounds in the both studied grey and black waters in Belgium and Burundi.

Total amount of a given compound "i" was obtained by summing up the amounts of the given compound found in the various sources of grey and black waters. Results are based on the population equivalent concept.

Chemical compounds	Amount (g/capita/day)
Carbohydrates	43.44 ± 4.35
Lipids	10.15 ± 1.96
Proteins	14.99 ± 1.57
Laundry detergents	14.70 ± 0.40
Shower soaps	5.00 ± 0.30
Creatinine	1.08 ± 0.34
Urinary amino acids	0.37 ± 0.18
Total nitrogen	10.60 ± 3.27
Total phosphorus	4.41 ± 1.02

Table 6: Distribution of total nitrogen and total phosphorus per pollution source in black and grey waters in Belgium.

For unstudied sources, results from the literature were taken into account. The results are based on the population equivalent concept. The other pollution sources (i.e., toilet papers and grey waters coming from showers/bathtubs and laundries) do not contain nitrogen.

Pollution source	Total nitrogen (g N/capita/day)	Percentage (%)	Total phosphorus (g/capita/day)	Percentage (%)
Faeces	1.20 ± 0.18	11.32	2.55 ± 0.49	57.82
Urine	8.58 ± 3.09	80.94	1.40 ± 0.53	31.75
Grey waters from kitchen sinks	0.82 ^a	7.74	0.19 ^b	4.31
Grey waters from showers and laundries	-		0.27 ^c	6.12
Total	10.60 ± 3.27	100	4.41 ± 1.02	100

^{a, b, c}: Values from Henze *et al.* [23]

4. Conclusion

Complementary approaches (i.e., experimental and theoretical) were used (i) to thoroughly analyze the characteristics of grey and black waters samples (faeces, urine, soaps, laundry detergents, and kitchen sinks); and (ii) to redefine the population equivalent concept through a detailed basis. While the experimental results were valid for Burundi and Belgium, those derived from the theoretical approach were applicable to any country. Different total chemical oxygen demands (COD) corresponding to one population equivalent unit in Burundi and Belgium were found by combining the two complementary approaches (i.e., 117.08 ± 10.09 g COD/capita/day and 138.75 ± 20.09 g COD/capita/day, respectively). Our results showed that the total COD depended of the standard of living by country. Furthermore, the quantities of the main chemical compounds in grey and black waters, corresponding to one population equivalent unit, ranged from 0.37 ± 0.18 (for the urinary amino acids) to 43.44 ± 4.35 g/capita/day (for the carbohydrates), with specific values of 4.41 ± 1.02 , 10.15 ± 1.96 , 10.6 ± 3.27 , and 14.99 ± 1.57 g /capita/day for the total phosphorus, lipids, total nitrogen and proteins, respectively. Such results constitute valuable information for the determination of a "complex substrate biomole" formula, which is useful for the development of accurate stoichiometric and kinetic models of processes occurring in wastewater treatment bioreactors. These findings are currently exploited for developing accurate stoichiometric and kinetic models of the processes that occur in septic tanks. The process modeling approach in bioreactors (anaerobic or aerobic) using the "complex substrate biomole" formula can simplify the complexity of existing models (chemical compounds being usually taken separately in such models), and help in efficiently conducting laboratory analyses involving the control and management of bioreactors. Our results could also be useful for the ecosanitation technology. Indeed, these results can be adapted to various conditions for assessing the corresponding loads if black waters are separated from grey waters or if urine are separated from faeces. They could also be useful for the other fields of interest which include the organic matter recovering for fertilization and/or methanation purposes and decision-making support, especially in developing countries.

References

- [1]. Ingallinella A. M., Sanguinetti G., Koottatep T., Montangero A., Strauss M. The challenge of faecal sludge management in urban areas-strategies, regulations and treatment options. *Water Sci. Technol.*, **46** (10), 285-94 (2002).
- [2]. Mbulingwe S. E. Applicability of a Septic Tank/Engineered Wetland Coupled System in the Treatment and Recycling of Wastewater from a Small Community. *Environ. Manage.*, **35** (1), 99-108 (2005).
- [3]. Coelho A. L. S. S., do Nascimento M. B. H., Cavalcanti P. F. F., van Haandel A. C. The UASB reactor as an alternative for the septic tank for on-site sewage treatment. *Water Sci. Technol.*, **48** (11-12), 221-6 (2003).
- [4]. Pradhan S., Hoover M. T., Clark G. H., Gumpertz M., Wollum A. G., Cobb C., Strock J. Septic tank additive impacts on microbial populations. *J. Environ. Health*, **70** (6), 22-7 (2008).
- [5]. Strauss M., Larmie S. A., Heinss U., Montangero A. Treating faecal sludges in ponds. *Water Sci. Technol.*, **42** (10-11), 283-90 (2000).
- [6]. Philip H., Rambaud A., Vasel J. L. Assainissement non collectif des habitations-Fonctionnement et dimensionnement. *Techniques de l'ingénieur* **W6 602** 1-20 (2008).
- [7]. Vasel J. L. La fosse septique: Les dispositifs d'épuration. *Tribune de l'eau*, **45** (560/6), 23-45 (1992).
- [8]. McCarty P. L. The development of anaerobic treatment and its future. *Water Sci. Technol.*, **44** (8), 149-56 (2001).
- [9]. Eriksson E., Auffarth K., Henze M., Ledin A. Characteristics of grey wastewater. *Urban Water* **4**(1), 85-104 (2002).
- [10]. Moletta R., Rambaud A., Maunoir S., Philip H. Les additifs à effet biologique dans le traitement des eaux: Application à la digestion anaérobie et la fosse septique. *Techniques - Sciences - Methodes*, (10), 31-53 (2007).
- [11]. National Bag It and Bin It Campaign. *Leedex Public Relations*. Water UK, London (1995).
- [12]. Friedler E., Brown D. M., Butler D. A study of WC derived sewer solids. *Water Sci. Technol.*, **33** (9), 17-24 (1996).
- [13]. Védry B., Kuen R. L., Husson G. Examen biologique d'un filtre à sable à hélophytes. *Eur. J. Water Qual.*, **40** (1), 17-33 (2009).
- [14]. Shin H.-S., Lee S.-M., Seo I.-S., Kim G.-O., Song J.-S. Pilot-scale SBR and MF operation for the removal of organic and nitrogen compounds from greywater. *Water Sci. Technol.*, **38** (6), 80-8 (1998).
- [15]. Surendran S., Wheatley A. D. Grey-water reclamation for non-potable re-use. *Water Environ. J.*, **12** (6), 406-13 (1998).
- [16]. Almeida M. C., Butler D., Friedler E. At-source domestic wastewater quality. *Urban Water*, **1** (1), 49-55 (1999).
- [17]. Dixon A., Butler D., Fewkes A., Robinson M. Measurement and modelling of quality changes in stored untreated grey water. *Urban Water*, **1** (4), 293-306 (2000).

-
- [18]. Heinonen-Tanski H., van Wijk-Sijbesma C. Human excreta for plant production. *Bioresour. Technol.*, **96** (4), 403-11 (2005).
- [19]. Heinonen-Tanski H., Sjöblom A., Fabritius H., Karinen P. Pure human urine is a good fertilizer for cucumbers. *Bioresour. Technol.*, **98** (1), 214-7 (2007).
- [20]. Winker M., Vinnerås B., Muskulus A., Arnold U., Clemens J. Fertiliser products from new sanitation systems: Their potential values and risks. *Bioresour. Technol.*, **100** (18), 4090-6 (2009).
- [21]. Gray N. F. *Biology of wastewater treatment. Series on Environmental Science and Management, Vol. 4.* 2nd Edition. Imperial College Press, London, 1421 p. (2004).
- [22]. Mann H. T. *Septic tanks and small sewage treatment plants.* Technical Report TR 107. Water Research Centre, Stevenage (1979).
- [23]. Henze M., Van Loosdrecht M. C. M., Ekama G. A., Brdjanovic D. *Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design.* IWA publishing, London, 455 p. (2008).
- [24]. Heiness U., Larmie S. A., Strauss M. Solids separation and pond systems for the treatment of faecal sludges in the tropics : lessons learnt and recommendations for preliminary design.(SANDEC report; n° 5/98). Duebendorf, Switzerland, 57 p.: Eawag/Sandec, 1998.
- [25]. GHD. Composting Toilet Demonstration. Feasibility study. GHD Ptd. Ltd., State of Victoria, pp.98: 2003.
- [26]. Montangero A., Belevi H. Assessing nutrient flows in septic tanks by eliciting expert judgement: A promising method in the context of developing countries. *Water Res.*, **41** (5), 1052-64 (2007).
- [27]. Gotaas J. B. *Composting: Sanitary Disposal and Reclamation of Organic Wastes.* World Health Organization, Geneva (1956).
- [28]. Mara D., Horan N. *Handbook of Water and Wastewater Microbiology.* Academic Press, London, 610 p. (2003).
- [29]. Kirchmann H., Pettersson S. Human urine -chemical composition and fertilizer efficiency. *Fertilizer Res.*, **40** 149-54 (1995).
- [30]. Polprasert C. *Organic Waste Recycling. Technology and Management.* Second Edition. John Wiley & Sons, New York, pp. 407 (2007).
- [31]. Ban Z., Dave G. Laboratory studies on recovery of N and P from human urine through struvite crystallisation and zeolite adsorption. *Environ. Technol.*, **25** (1), 111-21 (2004).
- [32]. Meinzinger F., Oldenburg M. Characteristics of source-separated household wastewater flows: a statistical assessment. *Water Sci. Technol.*, **59** (9), 1785-91 (2009).
- [33]. Pradhan S. K., Holopainen J. K., Heinonen-Tanski H. Stored human urine supplemented with wood ash as fertiliser in tomato (*Solanum lycopersicum*) cultivation and its impacts on fruit yield and quality. *J. Agric. Food Chem.*, **57** (16), 7612-7 (2009).
- [34]. Udert K. M., Larsen T. A., Biebow M., Gujer W. Urea hydrolysis and precipitation dynamics in a urine-collecting system. *Water Res.*, **37** (11), 2571-82 (2003).
- [35]. Schouw N. L., Danteravanich S., Mosbaek H., Tjell J. C. Composition of human excreta - a case study from Southern Thailand. *Science of The Total Environment*, **286** (1-3), 155-66 (2002).
- [36]. Jönsson H., A. R. S., Vinnerås B., Salomon E. Guidelines on use of urine and faeces in crop production. Stockholm Environment Institute: 2004.

-
- [37]. Chaggu E. J., Sanders W., Lettinga G. Demonstration of anaerobic stabilization of black water in accumulation systems under tropical conditions. *Bioresour. Technol.*, **98** (16), 3090-7 (2007).
- [38]. Lee Watson R., Langford H. G. Usefulness of overnight urines in population groups: Pilot studies of Sodium, Potassium and Calcium excretion. *The American Journal of Clinical Nutrition*, **23** (3), 290-304 (1970).
- [39]. de Araújo W. R., Salles M. O., Paixão T. R. L. C. Development of an enzymeless electroanalytical method for the indirect detection of creatinine in urine samples. *Sensors and Actuators B*, **173** 847-51 (2012).
- [40]. Hudaria F. F., Duartea E. H., Pereirab A. C., Dall'Antonia L. H., Kubota L. T., Tarleya C. R. T. Voltammetric method optimized by multi-response assays for the simultaneous measurements of uric acid and acetaminophen in urine in the presence of surfactant using MWCNT paste electrode. *J. Electroanalytical Chemistry*, **696** (1), 52-8 (2013).
- [41]. Wolgast M. *Rena vatten. om tankar i kretslopp*. Crenom HB, Uppsala (in Swedish) (1993).
- [42]. Verbanck M., Vanderborght J.-P., Wollast R. Major ion content of urban wastewater: assessment of per capita loading *J. Water Pollut. Cont. Fed.*, **61** (11/12), 1722-8 (1989).
- [43]. Raunkjaer K., Hvitved-Jacobsen T., Nielsen P. H. Measurement of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater. *Water Res.*, **28** (2), 251-62 (1994).
- [44]. Grandy A. S., Erich M. S., Porter G. A. Suitability of the anthrone-sulfuric acid reagent for determining water soluble carbohydrates in soil water extracts. *Soil Biol. Biochem.*, **32** (5), 725-7 (2000).
- [45]. Galleguillos M., Vassel J.-L. Landfill leachate characterization for simulation of biological treatment with Activated Sludge Model N° 1 and Activated Sludge Model N° 3. *Environ. Technol.*, **32** (11), 1259-67 (2011).
- [46]. Eckenfelder W. W. *Gestion des eaux urbaines et industrielles*. Caractérisation, technique d'épuration, aspects économiques. Technique & Documentation (Lavoisier), Paris (1982).
- [47]. American Public Health Association, American Water Works Association, American Water Works Association. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 16th Edition. American Public Health Association, New York, 1193 p. (1985).
- [48]. Ezeagu I. E., Petzke J. K., Metges C. C. Seed protein contents and nitrogen-to-protein conversion factors for some uncultivated tropical plant seeds. *Food Chem.*, **78** (1), 105-9 (2002).
- [49]. Smith M. R., Penner M. H., Bennet S. E., Bakalinsky A. T. Quantitative colorimetric assay for total protein applied to the red wine Pinot Noir. *J. Agric. Food Chem.*, **59** (13), 6871-6 (2011).
- [50]. Hall N. G., Schönfeldt H. C. Total nitrogen vs. amino-acid profile as indicator of protein content of beef. *Food Chem.*, **140** (3), 608-12 (2013).
- [51]. Beckman Coulter. *Synchron LX®20 Clinical System. Chemistry Information Manual*. Volume 2. Beckman Coulter, Fullerton (California) (2000).
- [52]. Effebi K. R. Lagunage anaérobie: Modélisation combinant la décantation primaire et la dégradation anaérobie. Ph.D. Thesis, Faculté des Sciences, Département des Sciences et Gestion de l'Environnement, Université de Liège, 165 p. (2008).
- [53]. Ramsay I. R. Modelling and control of high-rate anaerobic wastewater treatment systems. Ph.D. Thesis, School of Engineering, University of Queensland (Brisbane) (1997).

-
- [54]. Batstone D. J., Keller J., Kalyuzhnyi S. V., Pavlostathis S. G., Rozzi A., Sanders W. T. M., Siegrist H., Vavilin V. A. *Anaerobic Digestion Model N° 1(ADM1)*. Scientific and Technology Report N° 13. IWA-Publishing, London, 77 p. (2002).
- [55]. Rondel C. Synthèse et propriétés de mélanges de nouvelles molécules polyfonctionnelles lipopeptidiques tensioactives. Ph.D. Thesis, Sciences des Agroressources, Université de Toulouse, 248 p. (2009).
- [56]. Lavoie M. E. Inflammation, stress oxydant, profil métabolique : influence des apports alimentaires et de la dépense énergétique. Ph.D. Thesis, Faculté de Médecine, Département de nutrition, Université de Montréal, 259 p. (2012).
- [57]. Leclerc A., Turrini T., Sherwood K., Katzman D. K. Evaluation of nutrition rehabilitation protocol in hospitalized adolescents with restrictive eating disorders. *J. Adolesc. Health*, **53** (5), 585-9 (2013).
- [58]. Bathalon G. P., Tucker K. L., Hays N. P., Vinken A. G., Greenberg A. S., McCrory M. A., Roberts S. B. Psychological measures of eating behavior and the accuracy of 3 common dietary assessment methods in healthy postmenopausal women. *Am. J. Clin. Nutr.*, **71** (3), 739-45 (2000).
- [59]. Clarys P., Deriemaeker P., Huybrechts I., Hebbelinck M., Mullie P. Dietary pattern analysis: a comparison between matched vegetarian and omnivorous subjects. *Nutrition J.*, **12** (82), 1-6 (2013).
- [60]. Laure J. *Nutrition et population en vue de la planification alimentaire*. ORSTOM, Paris, 64 p. (1983).
- [61]. Henze M., Harremoës P., Jansen J.-C., Arvin E. *Wastewater treatment: Biological and chemical processes*. 3rd edition. Springer-Verlag, Berlin, 430 p. (2002).
- [62]. Edeline F. *Théorie et technologie des réacteurs. L'épuration biologique des eaux*. 4^{ème} édition. Editions CEBEDOC, Liège, 303 p. (1997).
- [63]. Gastinger S. Mesure ambulatoire des mouvements thoraciques et abdominaux: Développement d'un prototype pour l'estimation de la dépense énergétique. Ph.D. Thesis, Sciences et Techniques des Activités Physiques et Sportives, Université de Rennes 2, 165 p. (2010).
- [64]. Capelli C., Pendergast D. R., Termin B. Energetics of swimming at maximal speeds in humans. *Eur J. Appl. Physiol.*, **78** (5), 385-93 (1998).
- [65]. Armanios D. E., Fisher J. B. Measuring water availability with limited ground data: assessing the feasibility of an entirely remote-sensing-based hydrologic budget of the Rufiji Basin, Tanzania, using TRMM, GRACE, MODIS, SRB, and AIRS. *Hydrological Processes*, **28** (3), 853-67 (2014).
- [66]. Glüer C.-C., Blake G., Lu Y., Blunt B. A., Jergas M., Genant H. K. Accurate Assessment of precision errors: How to measure the reproducibility of bone densitometry techniques. *Osteoporosis Int.*, **5** (4), 262-70 (1995).

Annexes en rapport avec le Chapitre I

Annexe I.1: Les filières de traitement d'effluent de sortie des fosses septiques

1. Filtre à sable non drainé

A la différence de la filière drainée, les eaux de sortie de ce genre de filtre à sable ne sont pas évacuées vers les eaux de surface mais plutôt vers les eaux souterraines. On fait appel à ce système lorsque d'après Bouteldja (2009) et Philip *et al.* (2008b): (i) le sol en place présente une conductivité hydraulique en surface insuffisante; ou (ii) quand le terrain est, au contraire, trop perméable. Pour faire face à ces contraintes, on peut faire recours à un lit filtrant non drainé à flux vertical sur un massif de sable. Il s'agit en d'autres termes d'un épandage dans un massif de sol reconstitué qui est ici principalement le sable. La Figure I.9 suivante présente donc le schéma d'un lit filtrant non drainé à flux vertical sur un massif de sable. Les couches de graviers et de sable doivent constituer respectivement une épaisseur de 15 et 70 cm.

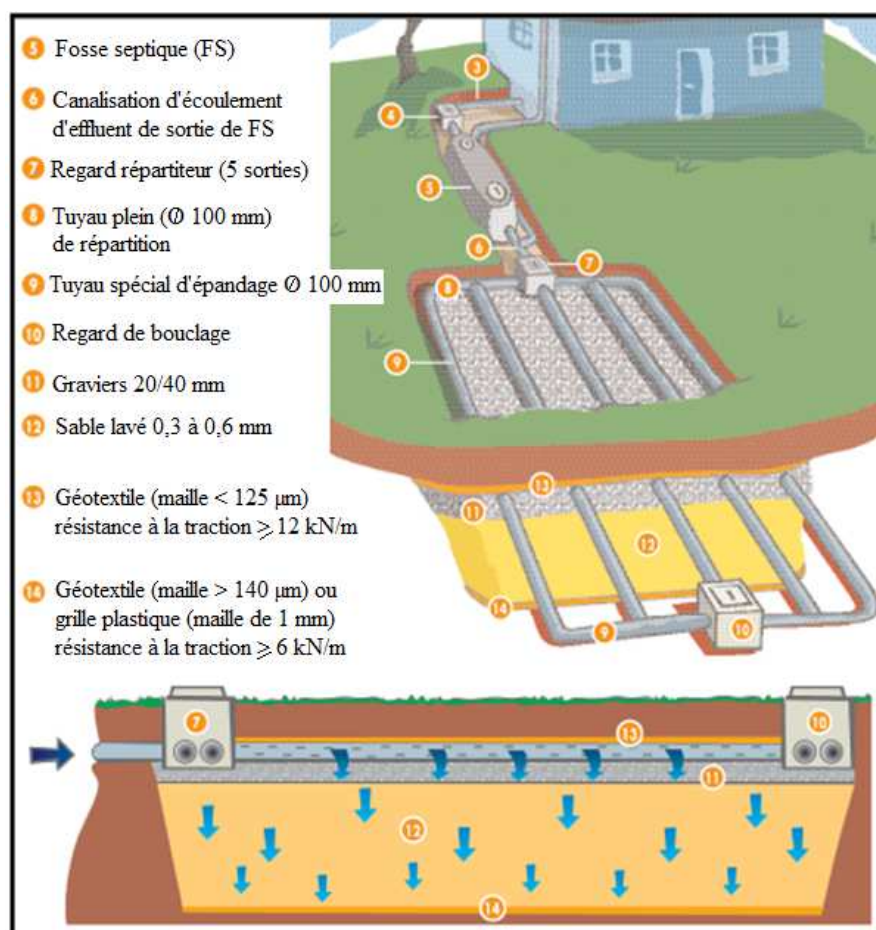


Figure I.9: Schéma de traitement d'effluent de sortie de fosse septique avec un lit filtrant non drainé à flux vertical sur un massif de sable (Source: http://www.chartre-assainissement56.org/telecharger/guidetechnique/guidetechnique_schemas.pdf, 08/06/2014)

2. Filtre à sable drainé

Les filières drainées sont utilisées lorsque le sol en place ne peut pas assurer l'infiltration des effluents sortant des lits filtrants suite à une perméabilité insuffisante. Ces filtres comme les précédentes (c.à.d. filtres à sables verticaux non drainés), sont dimensionnés sur base de la charge volumique appliquée qui doit être de 50 l/m^2 par jour (Philip *et al.*, 2008b). Le rendement épuratoire des filtres à sable (drainé ou non) sur la matière organique est estimé à 90% en DCO. L'azote y est également nitrifié en quasi-totalité. Quant à l'abattement bactériologique, il est de l'ordre de 3 UL (unités logarithmiques) pour les germes totaux et varie de 3 à 5 pour les coliformes fécaux et les entérocoques, avec des taux résiduels respectifs de l'ordre de $10^3/100 \text{ ml}$ (Philip *et al.*, 2008b). Selon ces auteurs, le phosphore tend vers l'équilibre entrée-sortie en raison de la saturation progressive du milieu filtrant. La Figure I.10 ci-dessous présente le schéma d'un lit filtrant drainé à flux vertical sur un massif de sable.

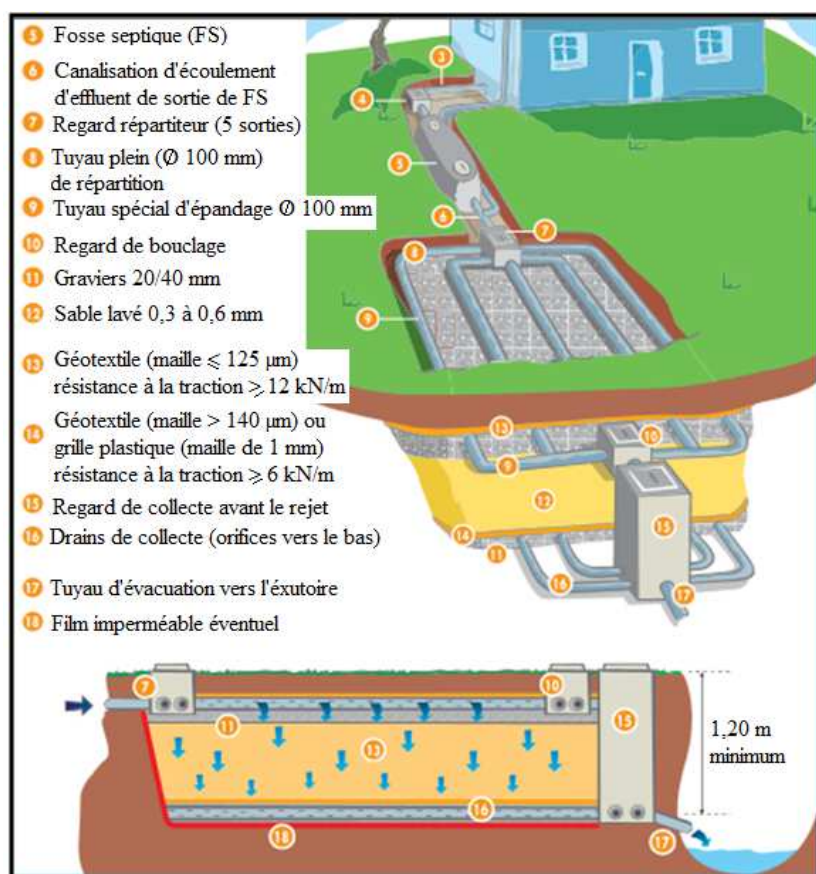


Figure I.10: Schéma de traitement d'effluent de sortie de fosse septique avec un lit filtrant drainé à flux vertical sur un massif de sable

Source:

http://www.charte-assainissement56.org/telecharger/guidetechnique/guidetechnique_schemas.pdf,
08/06/2014

3. Filtre vertical à massif de zéolithe (filtre compact)

Les filtres compacts à massif de zéolithe assurent le traitement des effluents de sortie des fosses septiques sur une surface cinq fois plus petite que celle du filtre à sable (Bouteldja, 2009). Ils sont dimensionnés sur base de la charge volumique appliquée qui doit être de 250 l/m^2 par jour (Philip *et al.*, 2008b). Les filtres compacts à massif de zéolithe sont utilisés généralement lorsque les parcelles sont trop petites pour accueillir d'autres filières classiques (notamment les filtres à sable). Le recours à la filière drainée dépend des caractéristiques physiques (surtout, la conductivité hydraulique ou perméabilité du sol).

Le filtre compact est techniquement préparé de la même manière que le filtre à sable, sauf que la couche de sable est remplacée par celle de zéolithe. La technologie du filtre à zéolithe se distingue également de celle du filtre à sable surtout par la présence des cheminées de ventilation en PVC (de 40 mm de diamètre) connectées sur le réseau d'épandage d'une part et à la structure de drainage d'autre part (Philip *et al.*, 2008b). Le massif filtrant de zéolithe est composé de deux couches (suivant la granulométrie). La première couche qui est placée en profondeur est de 15 cm d'épaisseur et est constituée de zéolithe de granulométrie fine (0,5-2 mm). La deuxième par contre en surface est formée de zéolithe de granulométrie plus grossière (2-5 mm) sur 40 cm d'épaisseur (Bouteldja, 2009). La zéolithe présente l'avantage de répartir de manière homogène la porosité totale au sein du massif filtrant, ce qui fait que l'épuration s'effectue dans toute l'épaisseur du filtre. La biomasse est donc répartie dans le massif filtrant de manière homogène. Le rendement épuratoire de ce filtre à zéolithe est estimé à 80% en DCO, 80% en azote et les résultats sur l'abattement bactériologique sont comparables à ceux des filtres à sable (Philip *et al.*, 2008b). La Figure I.11 présente la coupe longitudinale d'un filtre à massif de zéolithe.

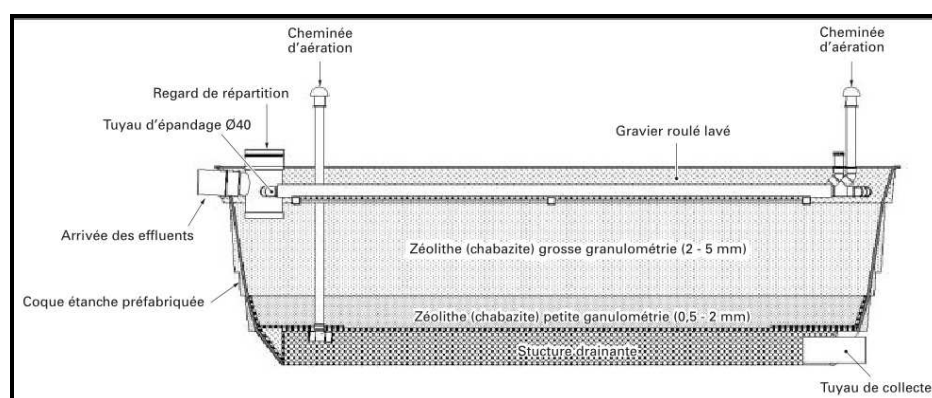


Figure I.11: Coupe longitudinale d'un lit drainé à flux vertical sur un massif de zéolithe (Source: Philip *et al.* (2008b))

4. Lit filtrant horizontal drainé

Ce type de lit est utilisé lorsque le sol en place ne peut pas assurer l'infiltration des effluents et que le site ne permet pas l'implantation d'un lit filtrant drainé à flux vertical (exemple présence d'un sol rocheux à faible profondeur). Le dispositif comporte dans le sens d'écoulement d'effluent, des bandes de matériaux disposés perpendiculairement à ce sens (voir figure I.12 ci-dessous). La Figure I.12 présente le schéma de principe du lit filtrant horizontal drainé.

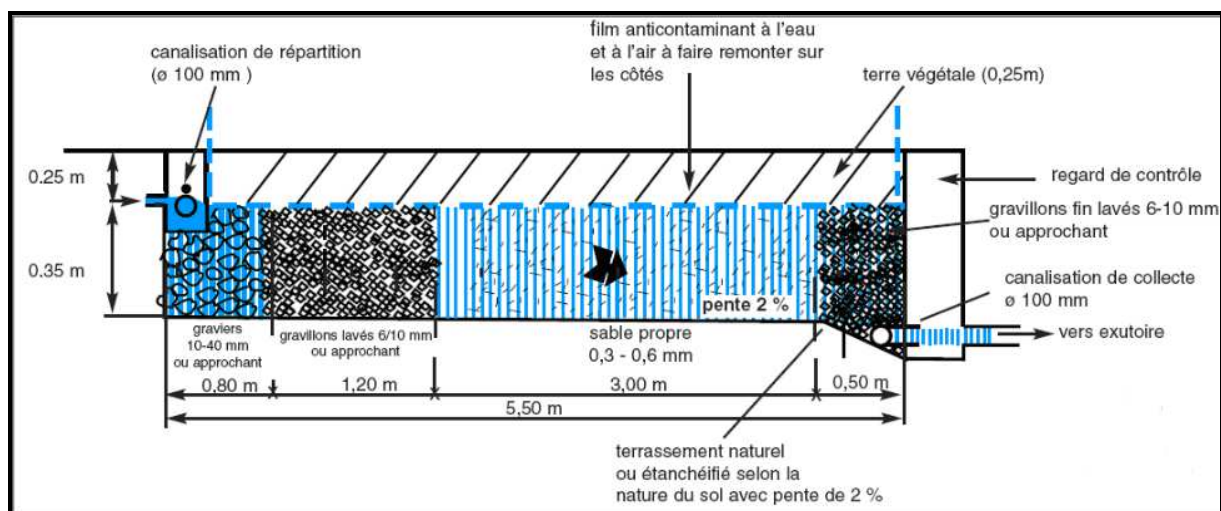


Figure I.12: Schéma du principe du lit filtrant horizontal drainé (source: Bouteldja (2009))

Cependant, l'expérience de terrain a montré que ce filtre ne fonctionne pas toujours correctement. De ce constat, le lit filtrant horizontal drainé est actuellement peu recommandé (Bouteldja, 2009).

5. Tertre d'infiltration (ou filtre à sable surélevé)

Le tertre d'infiltration est un lit filtrant non drainé à flux vertical sur un massif de sable, réalisé au dessus du terrain naturel. Cette technique est utilisée lorsque la nappe d'eau est trop proche de la surface du sol naturel (faible profondeur) et que le sol récepteur possède une bonne conductivité hydraulique. Le tertre d'infiltration est dimensionné, comme le filtre à sable, sur base de la charge volumique appliquée qui doit être de 50 l/m^2 par jour (Philip *et al.*, 2008b). Lorsque le dimensionnement de tertre d'infiltration est réalisé en respectant cette charge volumique, il a les mêmes performances que les filtres à sable (drainé ou non). Toutefois, la mise en œuvre du tertre d'infiltration est très délicate en raison de la présence des talus à stabiliser autour du massif filtrant (Philip *et al.*, 2008b). En plus, il est délicat de rendre les parois étanches. De surcroît, la hauteur du tertre étant à 1 m par rapport au terrain naturel, l'alimentation doit être séquentielle et pour cela, la filière exige la présence d'un poste de relevage. La surface à la base du tertre varie en fonction de la conductivité hydraulique (K) du sol en place. Cette surface est égale à 90 m^2 si $15 < K < 30 \text{ mm/h}$

tandis qu'elle équivaut à 60 m^2 si $30 < K < 500 \text{ mm/h}$ (Philip *et al.*, 2008b; Bouteldja, 2009). Sur la base de toutes ces données, il apparaît que cette filière est très exigeante. La Figure I.13 présente la coupe longitudinale du tertre d'infiltration.

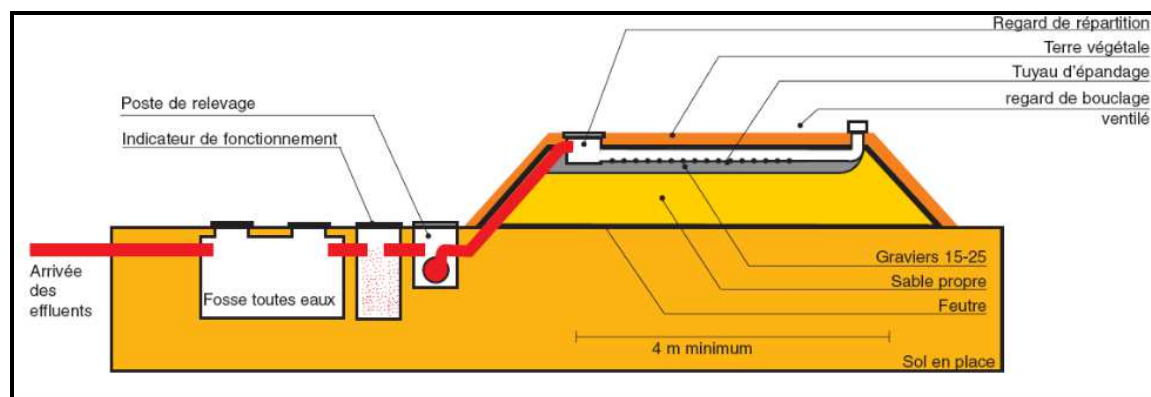


Figure I.13: Coupe longitudinale du tertre d'infiltration (version avec poste de relevage), (source: Bouteldja (2009))

6. Tranchée d'épandage (ou Epandage souterrain)

Ce système est constitué de tuyaux d'épandage distributeurs ($\text{Ø}100 \text{ mm}$), placés sur des tranchées gravillonnées qui permettent l'infiltration d'effluents prétraités. Le sol en place est utilisé comme système épurateur et comme moyen dispersant. Ce système est utilisé quand le sol est favorable à l'épuration et à la dispersion des effluents. La surface totale des tranchées est fixée en fonction de la conductivité hydraulique du sol en place. Les tranchées filtrantes ont une largeur minimale de $0,50 \text{ m}$ et une profondeur variant entre $0,6$ et 1 m (Bouteldja, 2009). Les tranchées d'épandage sont garnies des graviers de granulométrie $10/40 \text{ mm}$ et la distance d'axe en axe de ces tranchées doivent être d'au moins $1,50 \text{ m}$ (Philip *et al.*, 2008b). La Figure I.14 présente une vue en plan et en coupe d'une tranchée d'infiltration.

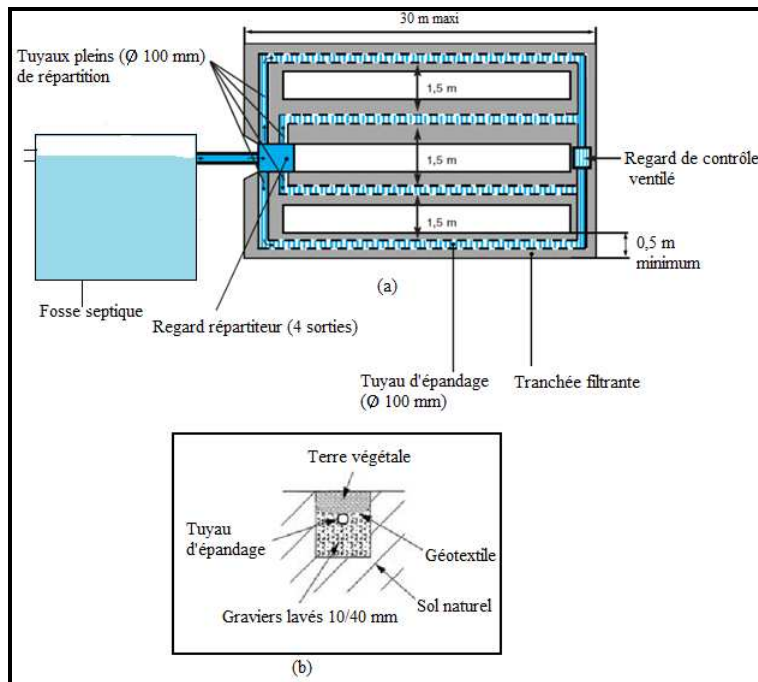


Figure I.14: Tranchée d'épandage: (a) vue en plan et (b) vue en coupe

7. Lit bactérien percolateur

Dans ce système, l'eau usée ruisselle (de haut en bas) sur un support où se développe un film bactérien aux dépens de la pollution (matières organiques), (Philip *et al.*, 2008b). Et, du fait que le débit est faible, il n'y a pas de lessivage permanent du biofilm qui tend à s'accumuler au sein de la masse filtrante. Toutefois, la répartition des eaux usées sur la totalité de la surface horizontale du lit, est l'une des difficultés les plus rencontrées. Quant au dimensionnement, l'épaisseur du massif filtrant ne doit pas être inférieure à 0,70 m, et la granulométrie de supports doit être comprise entre 10 et 50 mm. Les performances de ce système dépendent de la répartition des eaux qui doit être faite sur toute la section du lit bactérien percolateur.

8. Microstations

Lorsque le nombre d'habitants raccordés à la fosse septique devient élevé (disons > 50 EH), des microstations d'épuration peuvent être conçues dans le cadre de l'assainissement non collectif. Leurs principes sont calqués sur les systèmes classiques d'assainissement collectif. Par ailleurs, les microstations exigent de maintenance et d'entretien réguliers. De ce fait, la population de Bujumbura n'étant pas actuellement à mesure de se payer ce luxe (compte tenu de leur revenu), ce système n'est donc présenté qu'à titre informatif.

Annexes en rapport avec le Chapitre II

Annexe II.1: Dosage des carbohydrates dans les fèces selon la méthode à l'anthrone comme réactif (Raunkjaer *et al.*, 1994)

Principe

En milieu d'acide sulfurique à chaud, les carbohydrates sont hydrolysés en oses (exprimés en équivalent glucose) puis déshydratés en 5-hydroxymethyl furfural qui réagit ensuite avec l'Anthrone pour former un complexe coloré au bleu-vert, dosable par spectrophotométrie à 625 nm (Raunkjaer *et al.*, 1994).

Mode opératoire

Un réactif d'anthrone a été préparé en dissolvant 20 mg d'anthrone dans 100 ml de H₂SO₄ 75% (v/v). En effet, dans des tubes col à vis, des mélanges d'échantillons-réactif ont été réalisés dans les proportions 1:4. Cela signifie que 2 ml d'échantillon ou de standard de glucose ont été mis dans le tube puis 8 ml du réactif d'anthrone y ont été ajouté avant de fermer le tube avec un bouchon. Les solutions ont ensuite été mélangées rapidement au vortex puis chauffés au bain-marie à 100 °C pendant 14 min. Les tubes ont été en outre refroidis immédiatement dans l'eau froide à 5°C pendant 5 min pour arrêter l'évolution de la coloration. La solution a été enfin dosée avec un spectrophotomètre (UV-3100PC) à 625 nm.

Il convient de noter que les standards de glucose (Merck 8342) à concentrations variant entre 5 et 100 mg/l ont été utilisés pour étalonnage. Le réactif d'anthrone devrait être fraîchement préparé pour être employé; mais un temps minimum de 2h00 d'attente est obligatoire avant l'utilisation. Le poids connu d'échantillon d'excréments dans un litre d'eau distillée (4,41 g d'excrément/l) était préparé et ensuite dilué 5 fois avant d'ajouter le réactif d'anthrone.

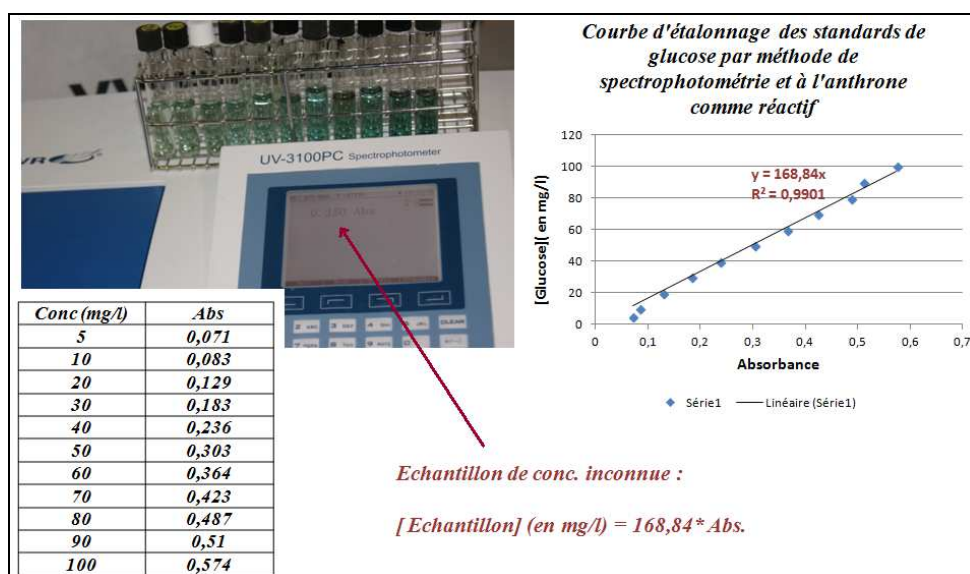


Figure II.8: Principe de dosage des carbohydrates par spectrophotométrie et à l'anthrone comme réactif

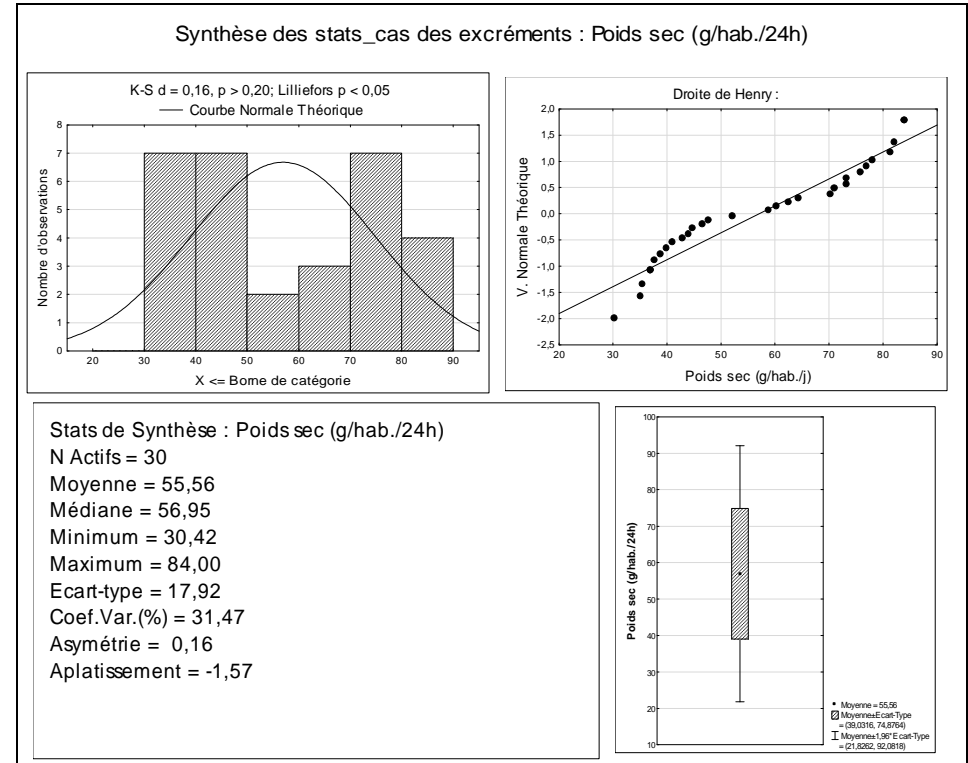
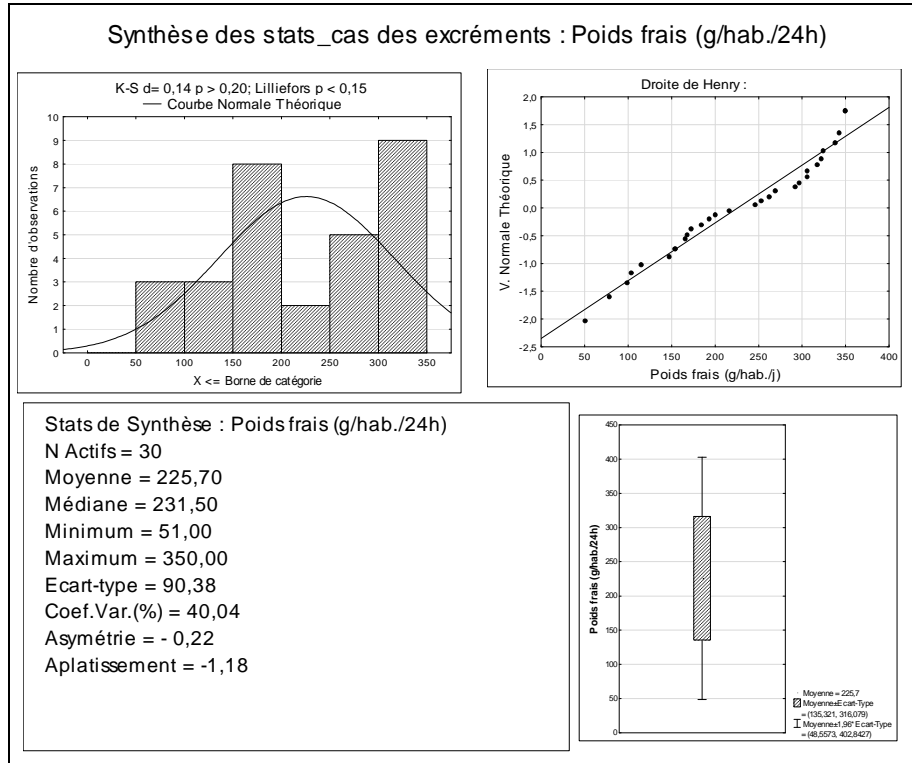
Expression des résultats

L'équation de la droite de régression de la courbe d'étalonnage est telle que :

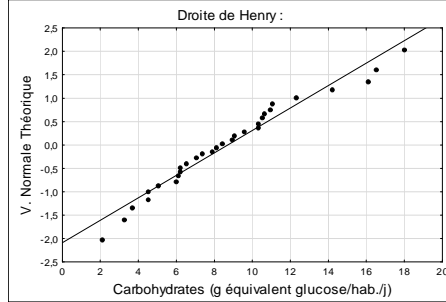
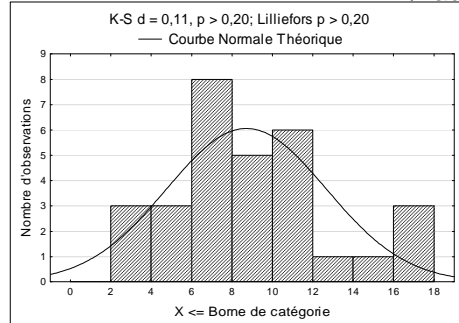
$$[\text{Glucose}](\text{mg/l}) = 168,84 \times \text{Abs.} \quad (\text{II.2})$$

D'après la courbe d'étalonnage (Equation II.2), la concentration des carbohydrates contenus dans les fèces (exprimés en mg/l équivalent glucose), est déterminée par simple mesure de l'absorbance des aliquotes d'échantillons des fèces (loi de Beer-Lambert).

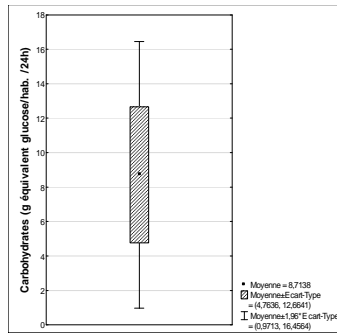
Annexe II.2: Distributions des variables d'état mesurées lors de la caractérisation des excréments et urines



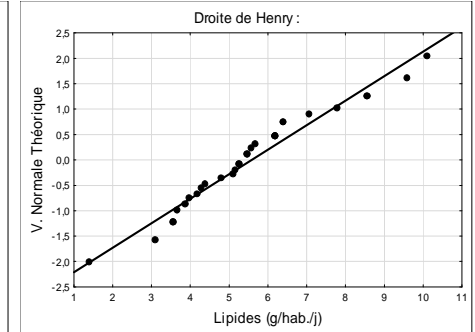
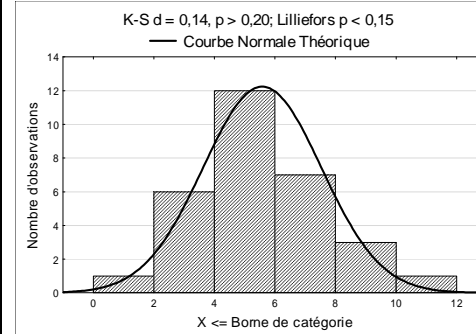
Synthèse des stats_cas des excréments : Carbohydrates (g équivalent glucose /hab. /24h)



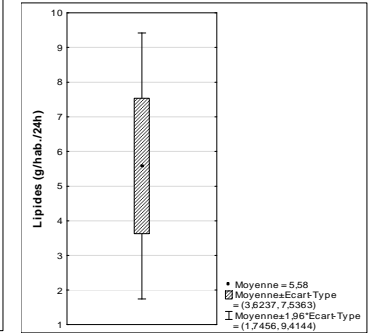
Stats de Synthèse : Carbohydrates (g équivalent glucose/h
 N Actifs = 30
 Moyenne = 8,71
 Médiane = 8,27
 Minimum = 2,12
 Maximum = 17,99
 Ecart-type = 3,95
 Coef.Var.(%) = 45,33
 Asymétrie = 0,64
 Aplatissement = 0,09



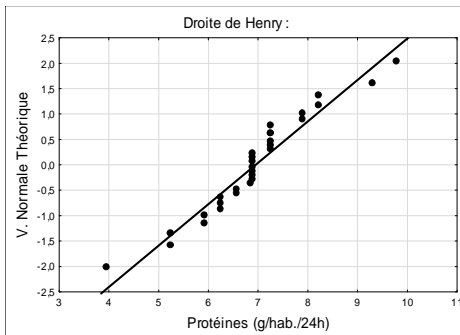
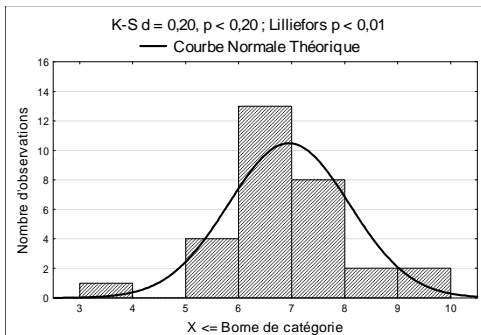
Synthèse des stats_cas des excréments : Lipides (g/hab./24h)



Stats de Synthèse : Lipides (g/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 5,58
 Médiane = 5,40
 Minimum = 1,40
 Maximum = 10,10
 Ecart-type = 1,96
 Coef.Var.(%) = 35,06
 Asymétrie = 0,51
 Aplatissement = 0,38

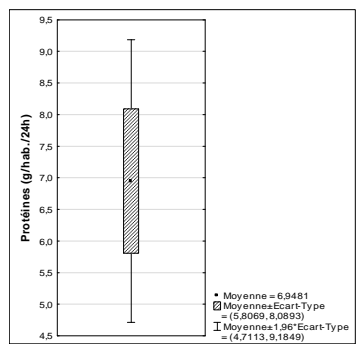


Synthèse des stats_cas des excréments : Protéines (g/hab./24h)

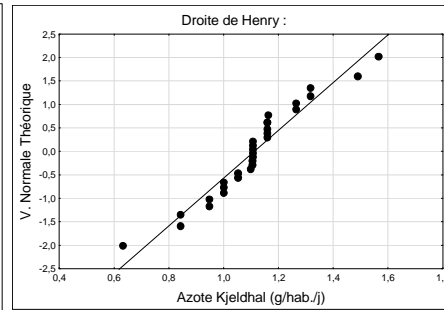
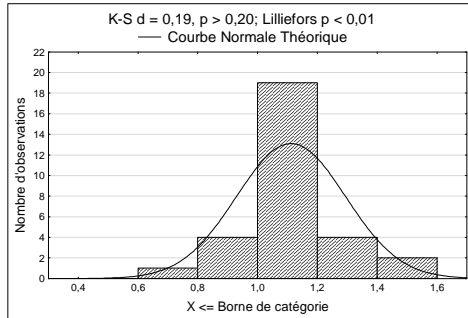


Stats de Synthèse : Protéines (g/hab./24h)

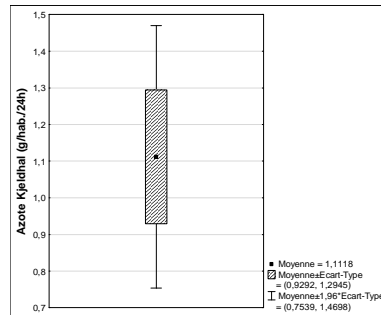
N Actifs = 30
 Moyenne = 6,95
 Médiane = 6,92
 Minimum = 3,95
 Maximum = 9,79
 Ecart-type = 1,14
 Coef.Var. (%) = 16,43
 Asymétrie = 0,07
 Aplatissement = 1,75



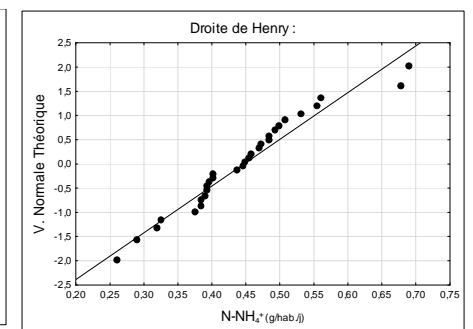
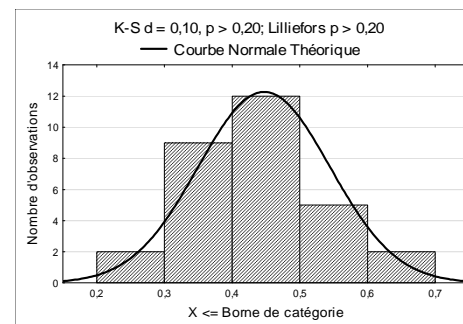
Synthèse des stats_cas des excréments: Azote Kjeldhal (g/hab./24h)



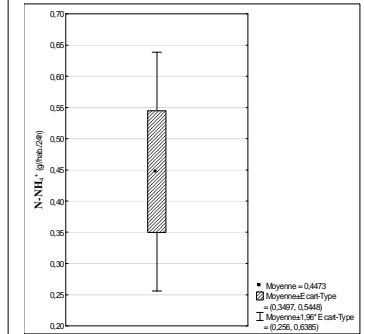
Stats de Synthèse : Azote Kjeldhal (g/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 1,11
 Médiane = 1,11
 Minimum = 0,63
 Maximum = 1,57
 Ecart-type = 0,18
 Coef.Var.(%) = 16,43
 Asymétrie = 0,07
 Aplatissement = 1,74



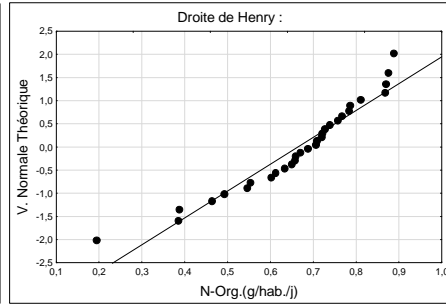
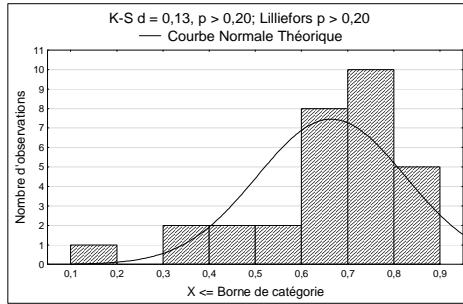
Synthèse des stats_cas des excréments : N-NH₄⁺ (g/hab./24h)



Stats de Synthèse : N-NH₄⁺ (g/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 0,45
 Médiane = 0,45
 Minimum = 0,26
 Maximum = 0,69
 Ecart-type = 0,10
 Coef.Var.(%) = 21,82
 Asymétrie = 0,61
 Aplatissement = 0,95

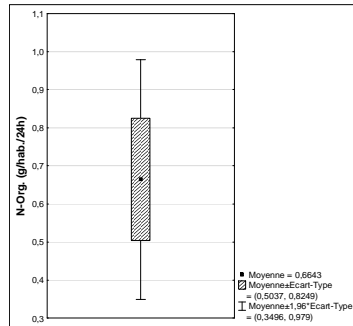


Synthèse des stats_cas des excréments : N-Org. (g/hab./24h)

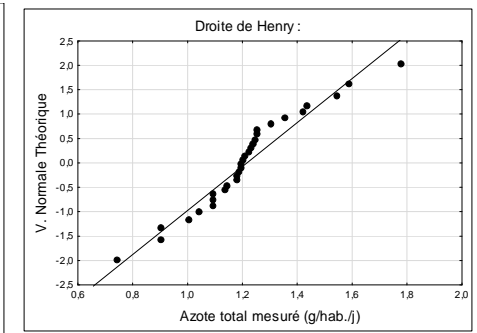
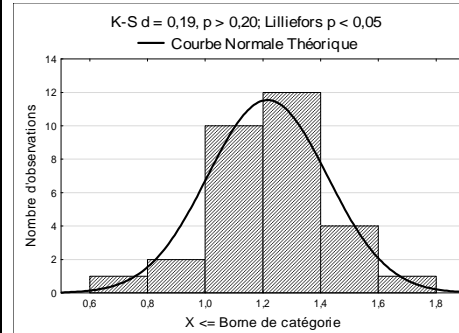


Stats de Synthèse : N-Org. (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 0,66
 Médiane = 0,70
 Minimum = 0,19
 Maximum = 0,89
 Ecart-type = 0,16
 Coef.Var.(%) = 24,17
 Asymétrie = -1,03
 Aplatissement = 1,30

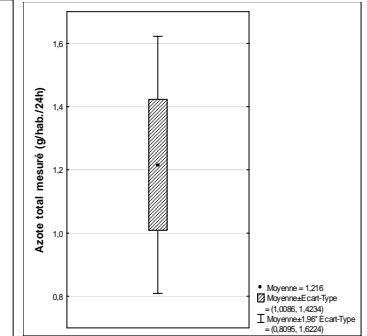


Synthèse des stats_cas des excréments: Azote total mesuré (g/hab./24h)

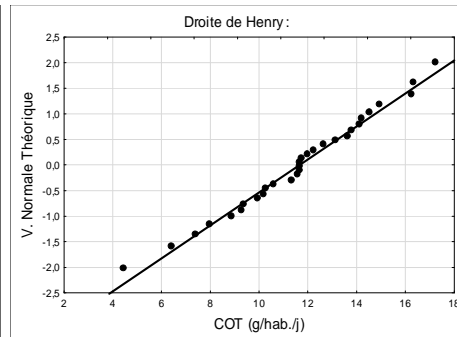
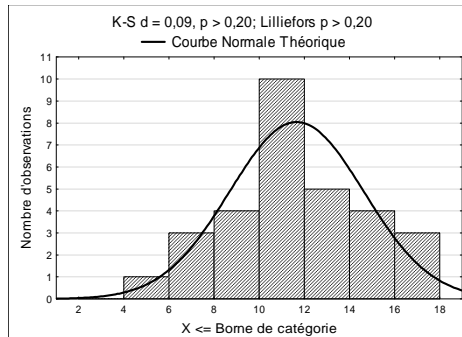


Stats de Synthèse : Azote total mesuré (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 1,20
 Médiane = 1,20
 Minimum = 0,74
 Maximum = 1,59
 Ecart-type = 0,18
 Coef.Var.(%) = 14,89
 Asymétrie = -0,16
 Aplatissement = 1,05

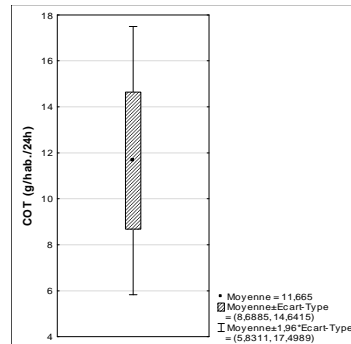


Synthèse des stats_cas des excréments : COT (g/hab./24h)

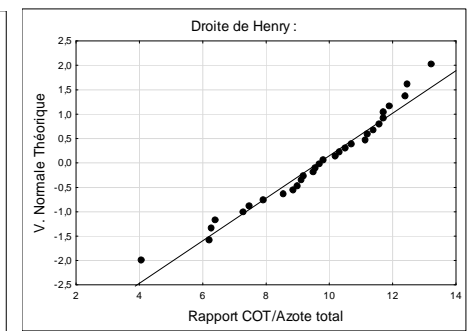
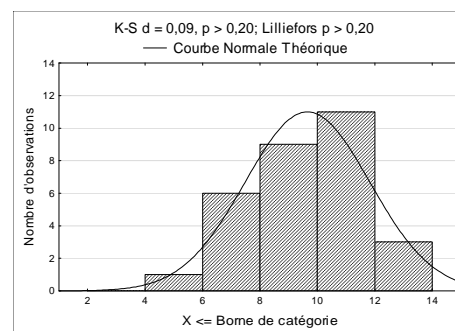


Stats de Synthèse : COT (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 11,66
 Médiane = 11,66
 Minimum = 4,45
 Maximum = 17,27
 Ecart-type = 2,98
 Coef.Var.(%) = 25,52
 Asymétrie = - 0,30
 Aplatissement = 0,09

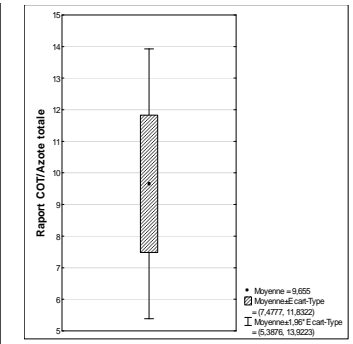


Synthèse des stats_cas des excréments : Rapport COT/Azote total

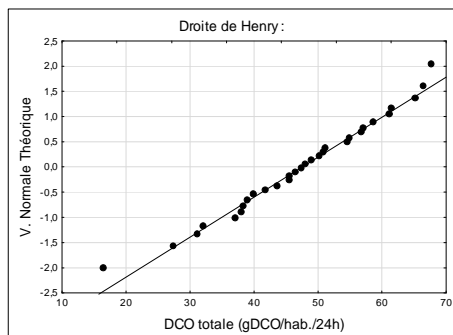
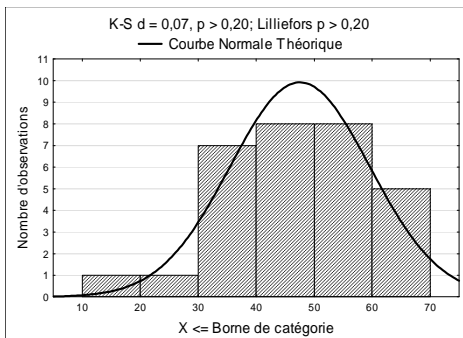


Stats de Synthèse : Rapport COT/Azote totale

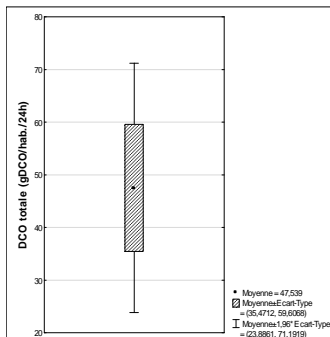
N Actifs = 30
 Moyenne = 9,76
 Médiane = 10,01
 Minimum = 4,07
 Maximum = 13,23
 Ecart-type = 2,23
 Coef.Var.(%) = 22,88
 Asymétrie = - 0,67
 Aplatissement = - 0,01



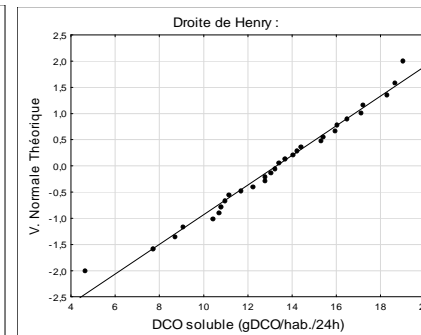
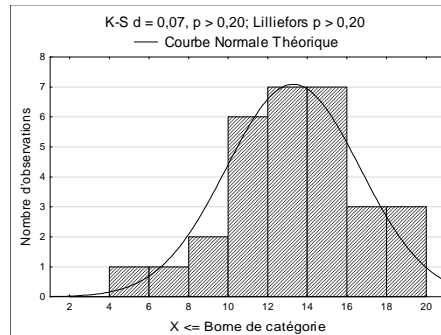
Synthèse des stats_cas des excréments : DCO totale (gDCO/hab./24h)



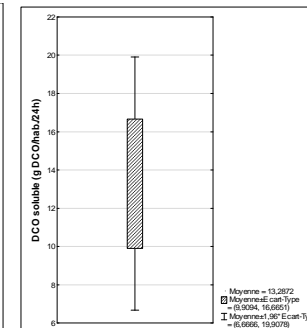
Stats de Synthèse : DCO totale (gDCO/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 47,54
 Médiane = 47,71
 Minimum = 16,71
 Maximum = 67,78
 Ecart-type = 12,07
 Coef.Var.(%) = 25,39
 Asymétrie = - 0,40
 Aplatissement = 0,12



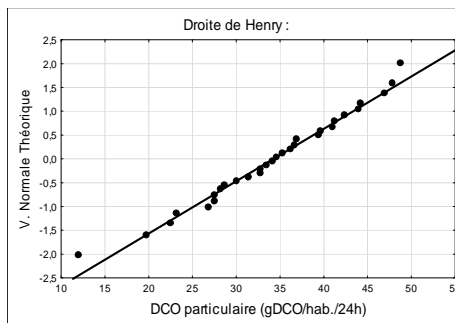
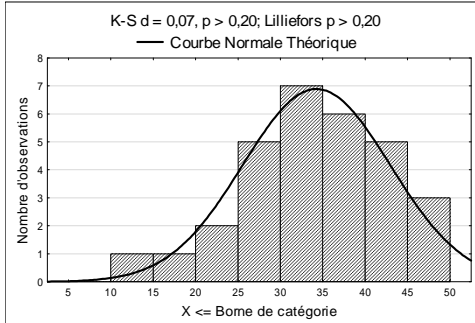
Synthèse des stats_cas des excréments : DCO soluble (g DCO/hab./24h)



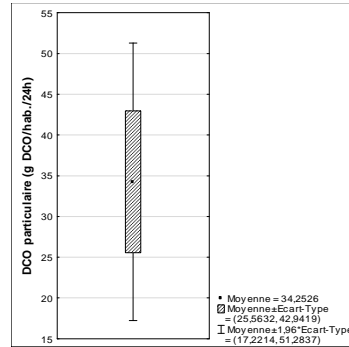
Stats de Synthèse : DCO soluble (g DCO/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 13,29
 Médiane = 13,32
 Minimum = 4,67
 Maximum = 18,98
 Ecart-type = 3,38
 Coef.Var.(%) = 25,42
 Asymétrie = - 0,39
 Aplatissement = 0,12



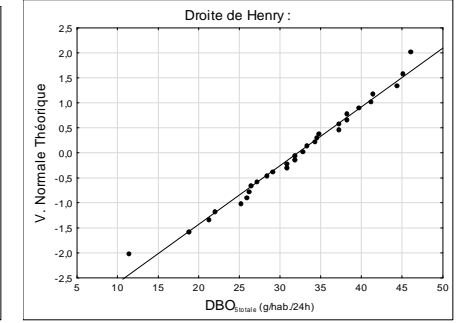
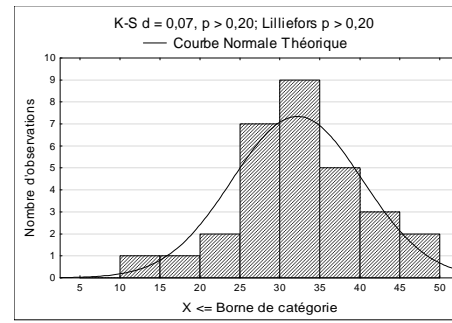
Synthèse des stats_cas des excréments: DCO particulière (g DCO/hab./24h)



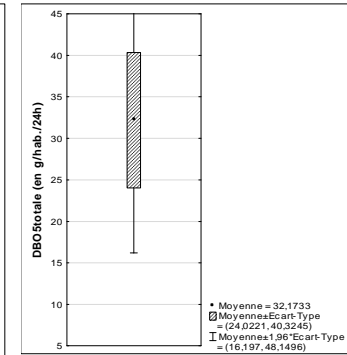
Stats de Synthèse : DCO particulière (g DCO/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 34,25
 Médiane = 34,39
 Minimum = 12,04
 Maximum = 48,81
 Ecart-type = 8,69
 Coef.Var.(%) = 25,37
 Asymétrie = - 0,40
 Aplatissement = 0,13



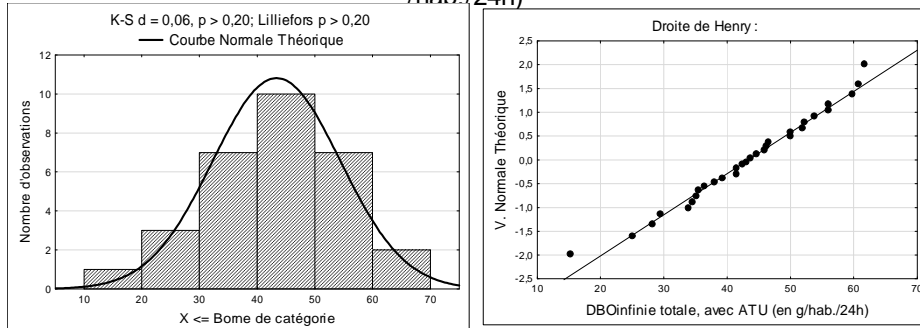
Synthèse des stats_cas des excréments : DBO₅totale (en g/hab./24h)



Stats de Synthèse : DBO5totale (en g/hab./24h)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 32,17
 Médiane = 32,33
 Minimum = 11,33
 Maximum = 46,00
 Ecart-type = 8,15
 Coef.Var.(%) = 25,34
 Asymétrie = - 0,39
 Aplatissement = 0,15



Synthèse des stats_cas des excréments : DBOinfinie totale, avec ATU (en g/hab./24h)



Stats de Synthèse : DBOinfinie totale, avec ATU (en g/hab./24h)

N Actifs = 30

Moyenne = 43,36

Médiane = 43,43

Minimum = 15,27

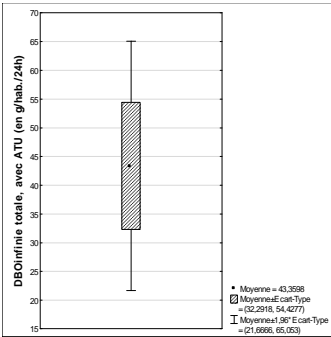
Maximum = 61,82

Ecart-type = 11,07

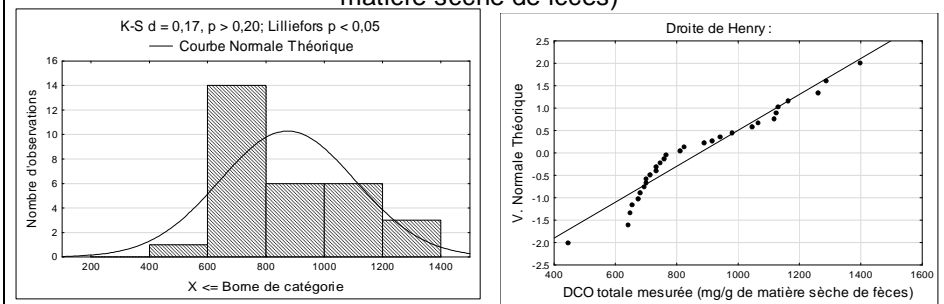
Coef. Var.(%) = 25,53

Asymétrie = - 0,38

Aplatissement = 0,08



Synthèse des stats_cas des excréments : DCO totale mesurée (mg/g de matière sèche de fèces)



Stats de Synthèse : DCO totale mesurée (mg/g de matière sèche de fèces)

N Actifs = 30

Moyenne = 873,97

Médiane = 787,79

Minimum = 442,76

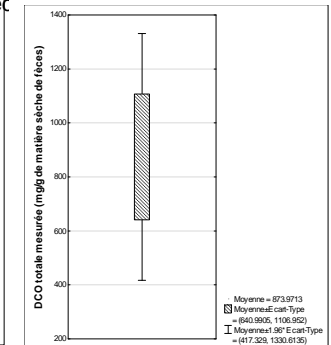
Maximum = 1395,52

Ecart-type = 232,98

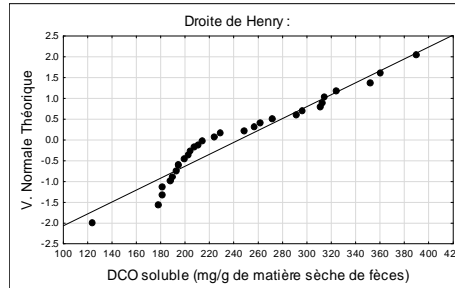
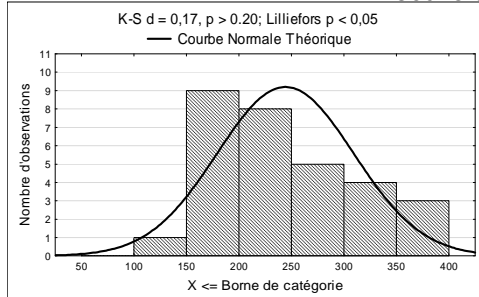
Coef. Var.(%) = 26,66

Asymétrie = 0,56

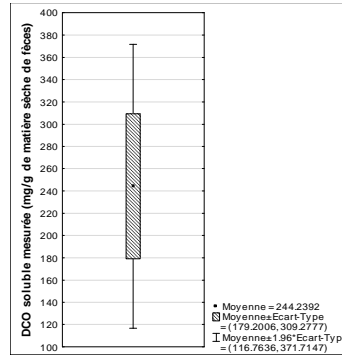
Aplatissement = - 0,49



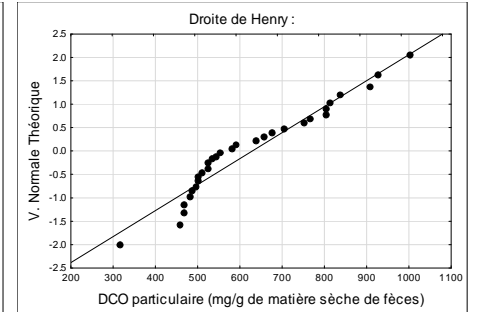
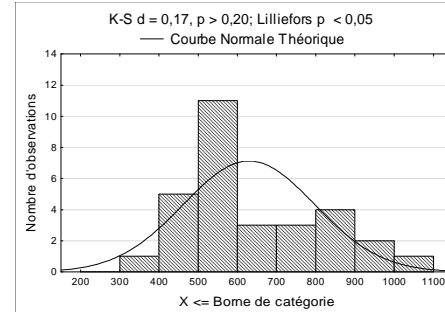
Synthèse des stats_cas des excréments : DCO soluble mesurée (mg/g de matière sèche de fèces)



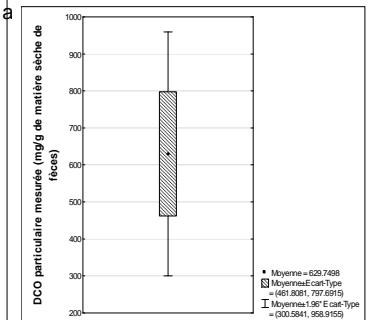
Stats de Synthèse : DCO soluble mesurée (mg/g de matière sèche de fèces)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 244,24
 Médiane = 219,95
 Minimum = 123,80
 Maximum = 390,21
 Ecart-type = 65,04
 Coef.Var.(%) = 26,63
 Asymétrie = 0,57
 Aplatissement = - 0,48



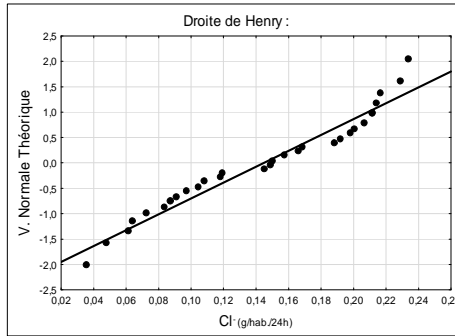
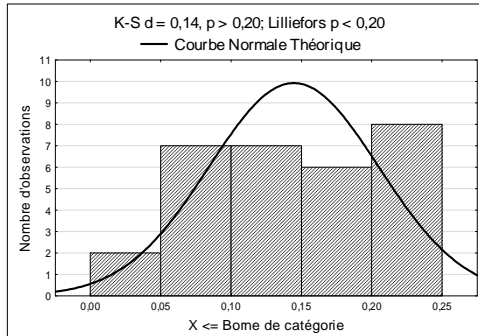
Synthèse des stats_cas des excréments : DCO particulaire mesurée (mg/g de matière sèche de fèces)



Stats de Synthèse : DCO particulaire mesurée (mg/g de matière sèche de fèces)
 N Actifs = 30
 Moyenne = 629,75
 Médiane = 567,95
 Minimum = 318,99
 Maximum = 1005,29
 Ecart-type = 167,94
 Coef.Var.(%) = 26,67
 Asymétrie = 0,56
 Aplatissement = - 0,49

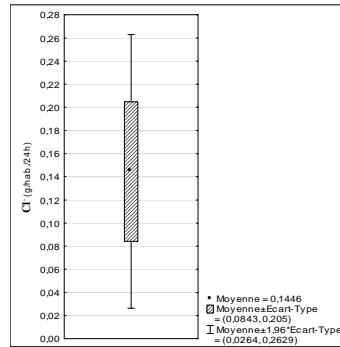


Synthèse des stats_cas des excréments: Cl⁻ (g/hab./24h)

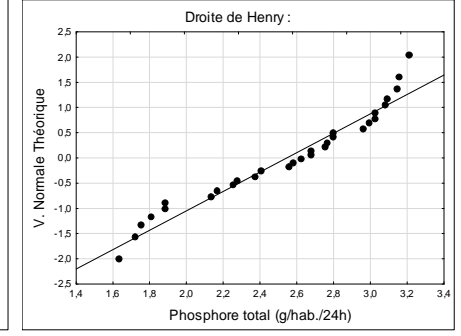
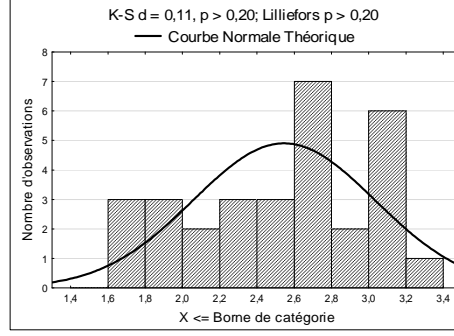


Stats de Synthèse : Cl⁻ (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 0,14
 Médiane = 0,15
 Minimum = 0,04
 Maximum = 0,23
 Ecart-type = 0,06
 Coef.Var.(%) = 41,70
 Asymétrie = - 0,17
 Aplatissement = -1,31

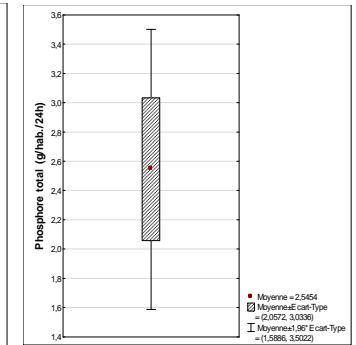


Synthèse des stats_cas des excréments: Phosphore total (g/hab./24h)

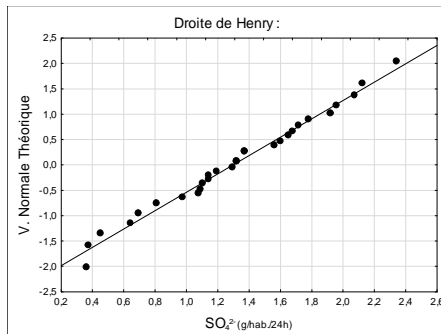
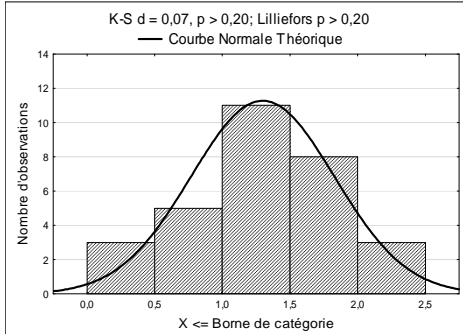


Stats de Synthèse : Phosphore total (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 2,55
 Médiane = 2,65
 Minimum = 1,64
 Maximum = 3,22
 Ecart-type = 0,49
 Coef.Var.(%) = 19,18
 Asymétrie = - 0,43
 Aplatissement = - 1,04

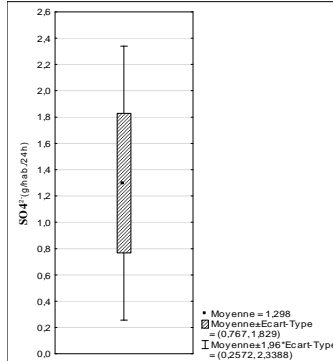


Synthèse des stats_cas des excréments: SO_4^{2-} (g/hab./24h)

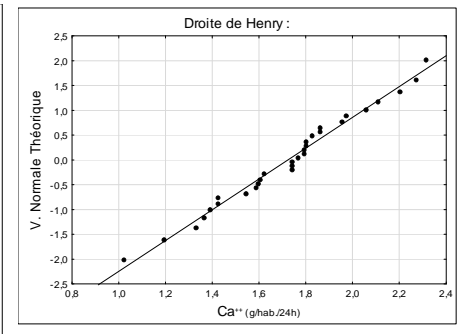
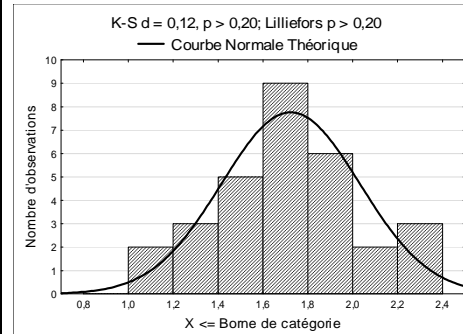


Stats de Synthèse : SO_4^{2-} (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 1,30
 Médiane = 1,31
 Minimum = 0,36
 Maximum = 2,34
 Ecart-type = 0,53
 Coef. Var.(%) = 40,91
 Asymétrie = - 0,008
 Aplatissement = - 0,66

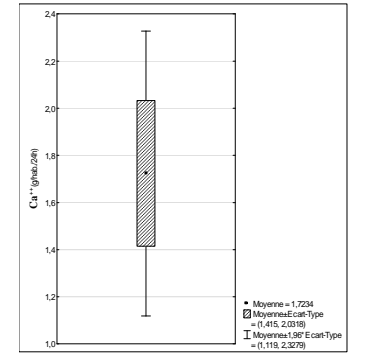


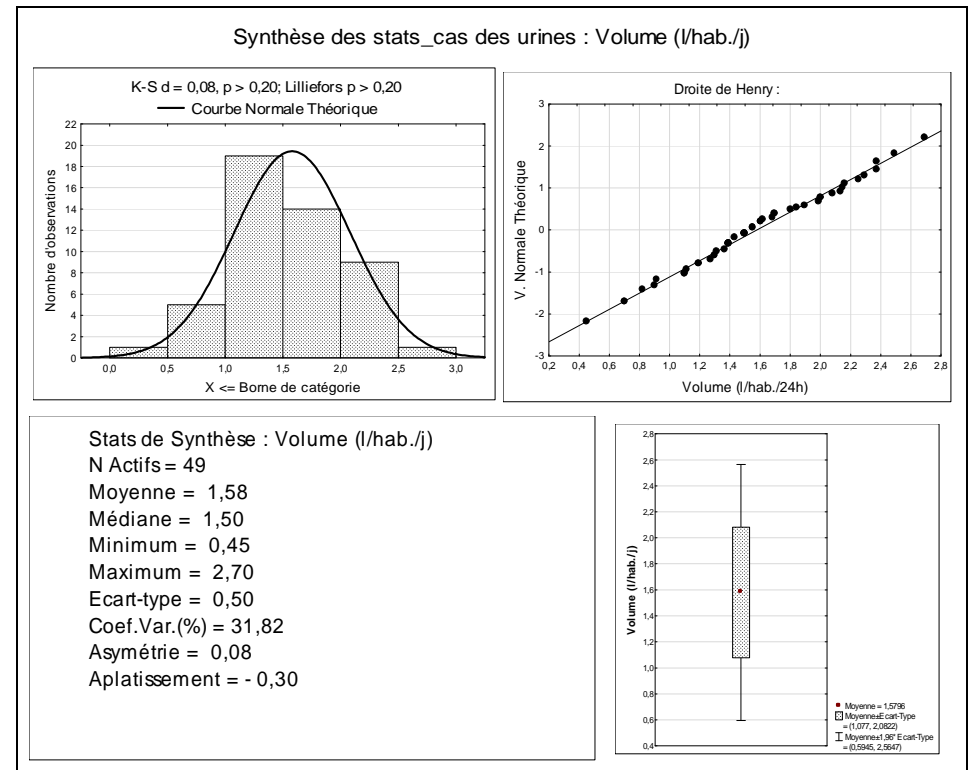
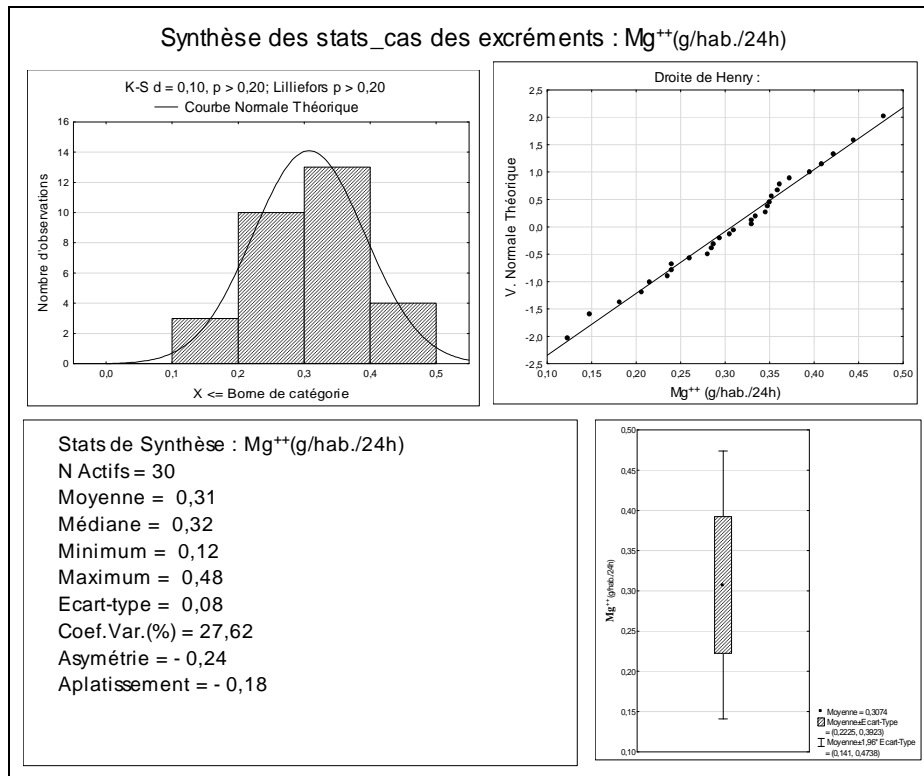
Synthèse des stats_cas des excréments : Ca^{++} (g/hab./24h)



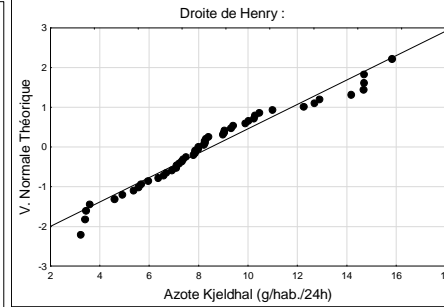
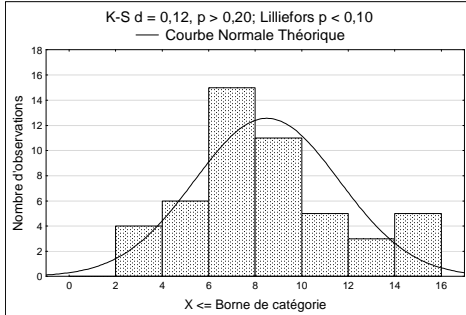
Stats de Synthèse : Ca^{++} (g/hab./24h)

N Actifs = 30
 Moyenne = 1,72
 Médiane = 1,76
 Minimum = 1,02
 Maximum = 2,31
 Ecart-type = 0,31
 Coef. Var.(%) = 17,89
 Asymétrie = - 0,13
 Aplatissement = - 0,07

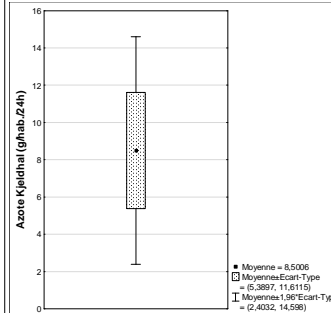




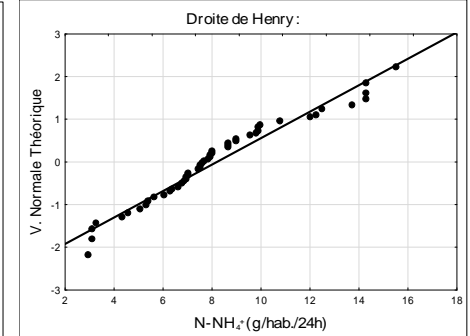
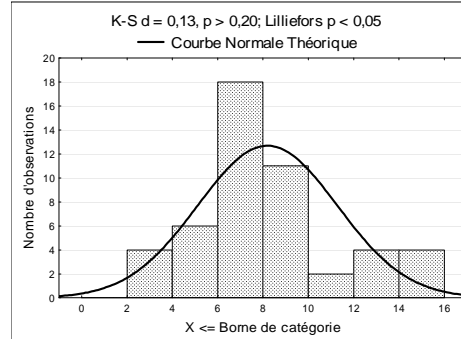
Synthèse des stats_cas des urines : Azote Kjeldhal (g/hab./24h)



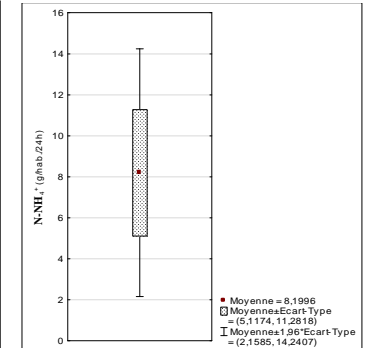
Stats de Synthèse : Azote Kjeldhal (g/hab./24h)
 N Actifs = 49
 Moyenne = 8,50
 Médiane = 7,80
 Minimum = 3,23
 Maximum = 15,84
 Ecart-type = 3,11
 Coef.Var.(%) = 36,60
 Asymétrie = 0,56
 Aplatissement = 0,01



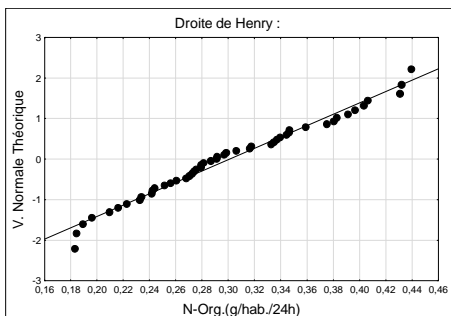
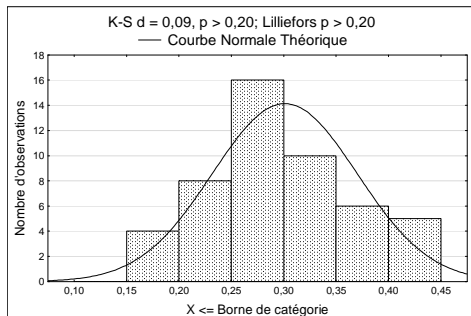
Synthèse des stats_cas des urines : N-NH₄⁺ (g/hab./24h)



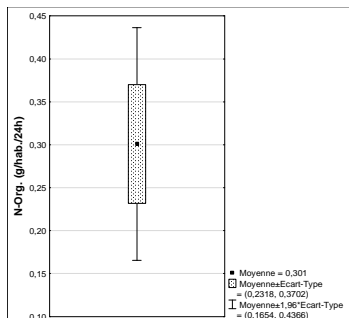
Stats de Synthèse : N-NH₄⁺ (g/hab./24h)
 N Actifs = 49
 Moyenne = 8,20
 Médiane = 7,76
 Minimum = 3,02
 Maximum = 15,56
 Ecart-type = 3,08
 Coef.Var.(%) = 37,59
 Asymétrie = 0,57
 Aplatissement = 0,02



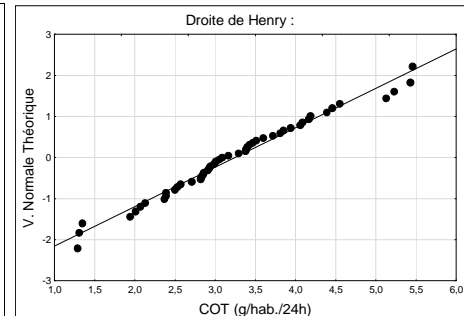
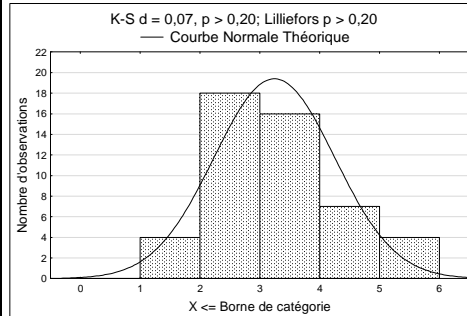
Synthèse des stats_cas des urines: N-Org. (g/hab./24h)



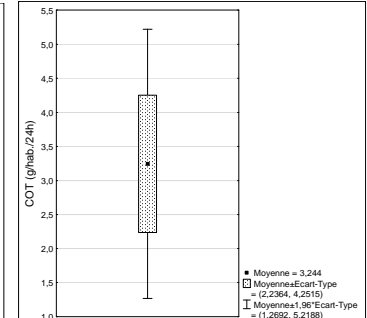
Stats de Synthèse : N-Org. (g/hab./24h)
 N Actifs = 49
 Moyenne = 0,30
 Médiane = 0,29
 Minimum = 0,18
 Maximum = 0,44
 Ecart-type = 0,07
 Coef.Var. (%) = 22,98
 Asymétrie = 0,25
 Aplatissement = - 0,74



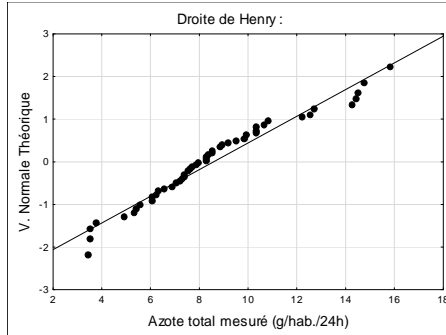
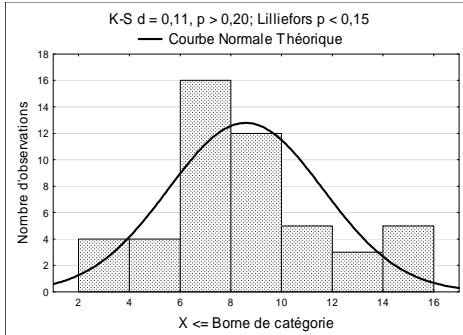
Synthèse des stats_cas des urines: COT (g/hab./24h)



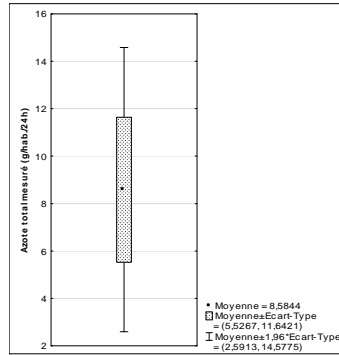
Stats de Synthèse : COT (g/hab./24h)
 N Actifs = 49
 Moyenne = 3,24
 Médiane = 3,09
 Minimum = 1,29
 Maximum = 5,46
 Ecart-type = 1,01
 Coef.Var. (%) = 31,06
 Asymétrie = 0,28
 Aplatissement = - 0,04



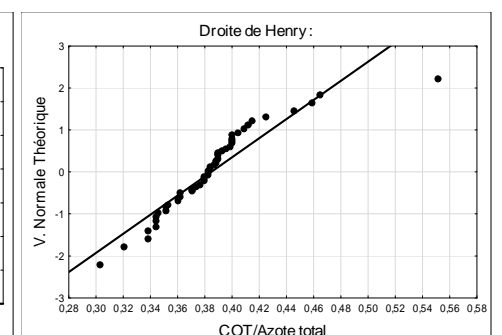
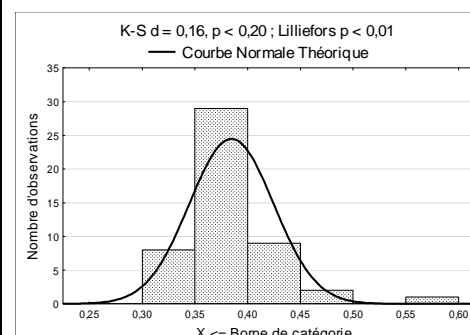
Synthèse des stats_cas des urines : Azote total mesuré (g/hab./24h)



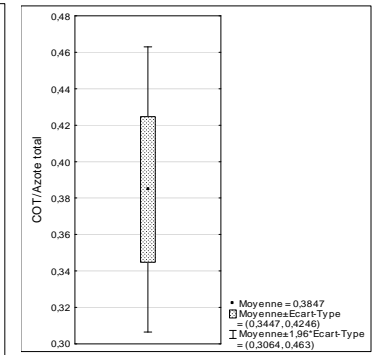
Stats de Synthèse : Azote total mesuré (g/hab./24h)
 N Actifs = 49
 Moyenne = 8,58
 Médiane = 8,28
 Minimum = 3,48
 Maximum = 15,87
 Ecart-type = 3,06
 Coef.Var.(%) = 35,62
 Asymétrie = 0,56
 Aplatissement = - 0,02



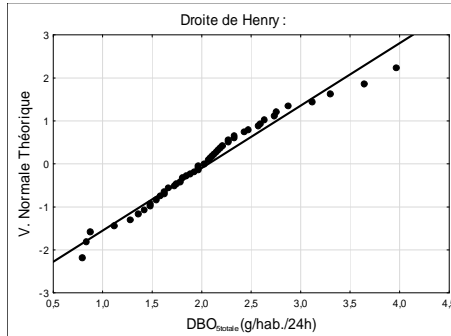
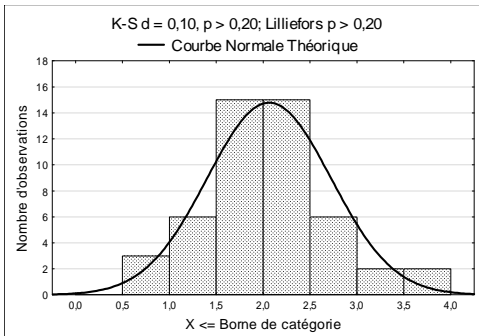
Synthèse des stats_cas des urines: COT/Azote total



Stats de Synthèse : COT/Azote total
 N Actifs = 49
 Moyenne = 0,38
 Médiane = 0,38
 Minimum = 0,30
 Maximum = 0,55
 Ecart-type = 0,04
 Coef.Var.(%) = 10,38
 Asymétrie = 1,56
 Aplatissement = 5,60

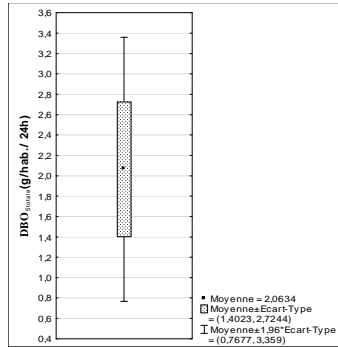


Synthèse des stats_cas des urines : DBO₅totale(g/hab./ 24h)

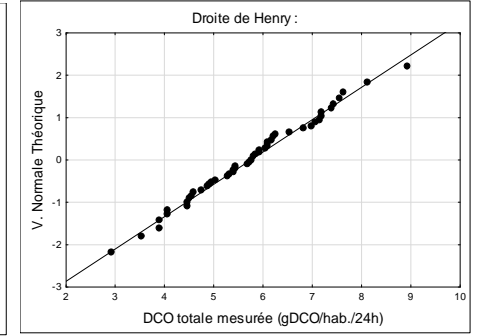
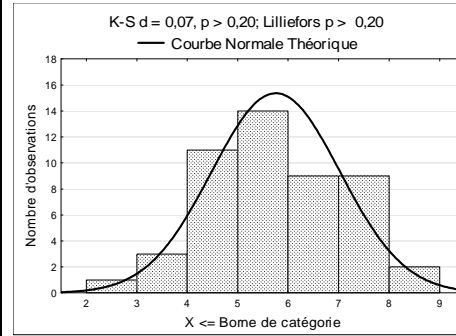


Stats de Synthèse : DBO5totale(g/hab./ 24h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 2,06
 Médiane = 2,03
 Minimum = 0,81
 Maximum = 3,98
 Ecart-type = 0,66
 Coef.Var.(%) = 32,04
 Asymétrie = 0,58
 Aplatissement = 0,91

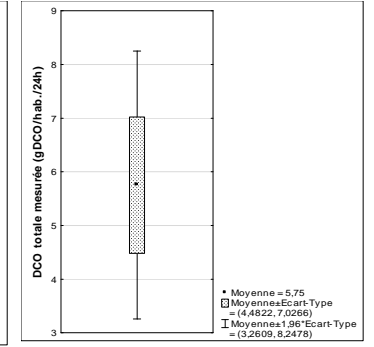


Synthèse des stats_cas des urines : DCO totale mesurée (gDCO/hab./24h)

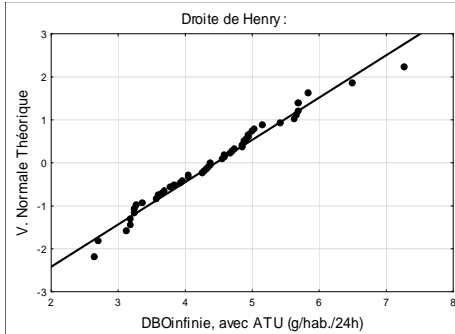
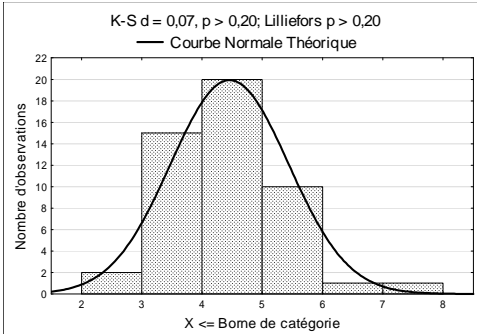


Stats de Synthèse : DCO totale mesurée (gDCO/hab./24h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 5,75
 Médiane = 5,79
 Minimum = 2,94
 Maximum = 8,93
 Ecart-type = 1,27
 Coef.Var.(%) = 22,11
 Asymétrie = 0,15
 Aplatissement = -0,21

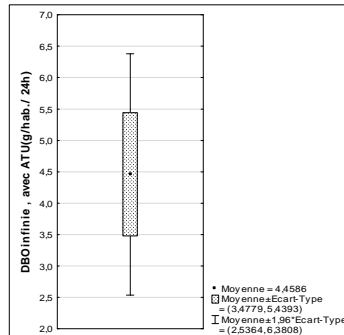


Synthèse des stats_cas des urines: DBOinfinie , avec ATU(g/hab./ 24h)

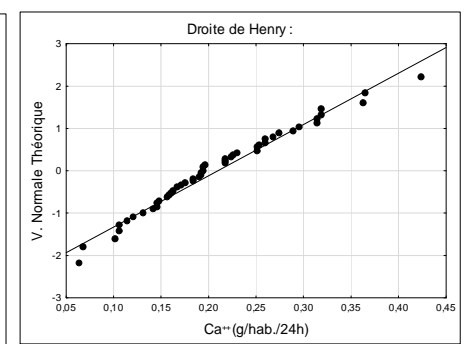
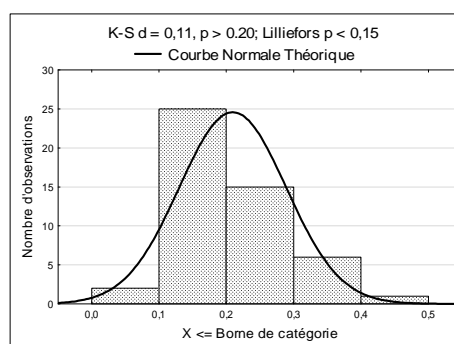


Stats de Synthèse : DBOinfinie , avec ATU(g/hab./ 24h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 4,46
 Médiane = 4,40
 Minimum = 2,65
 Maximum = 7,28
 Ecart-type = 0,98
 Coef.Var.(%) = 21,99
 Asymétrie = 0,41
 Aplatissement = 0,24

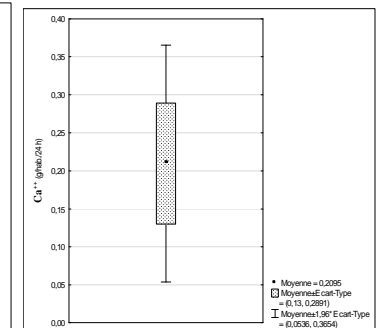


Synthèse des stats_cas des urines : Ca++ (g/hab./24 h)

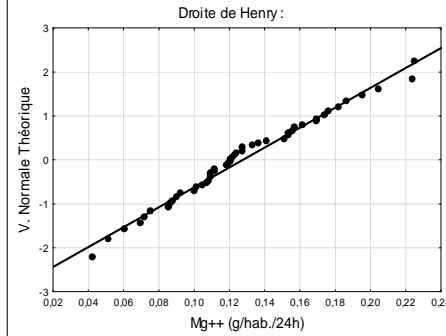
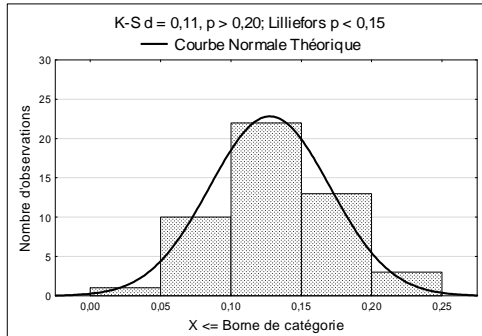


Stats de Synthèse : Ca++ (g/hab./24 h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 0,21
 Médiane = 0,19
 Minimum = 0,07
 Maximum = 0,43
 Ecart-type = 0,08
 Coef.Var.(%) = 37,96
 Asymétrie = 0,52
 Aplatissement = 0,04

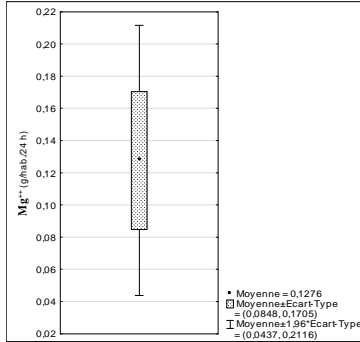


Synthèse des stats_cas des urines: Mg++ (g/hab./24 h)

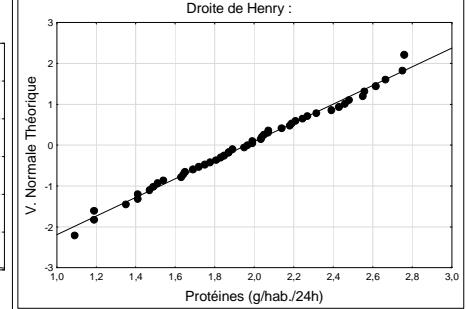
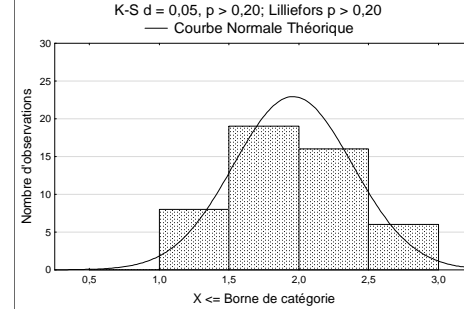


Stats de Synthèse : Mg++ (g/hab./24 h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 0,13
 Médiane = 0,12
 Minimum = 0,04
 Maximum = 0,23
 Ecart-type = 0,04
 Coef. Var.(%) = 33,54
 Asymétrie = 0,35
 Aplatissement = - 0,21

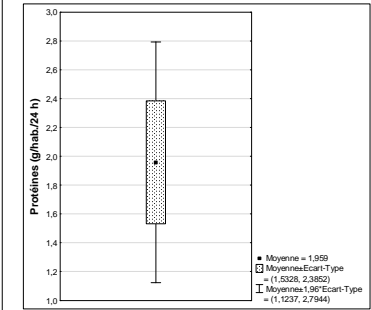


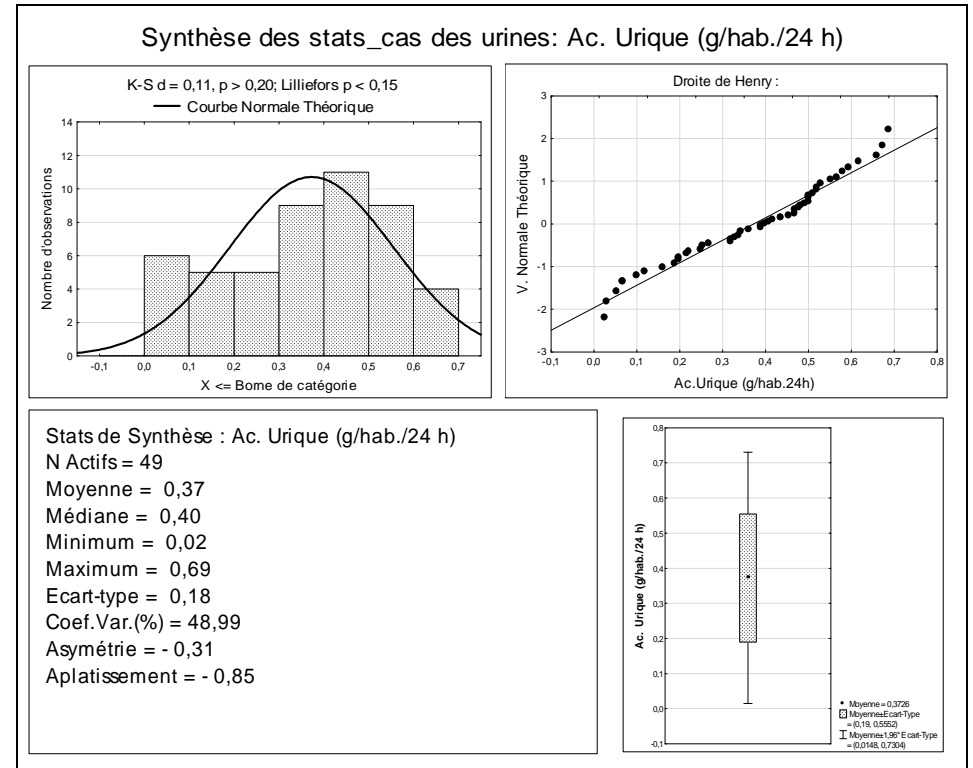
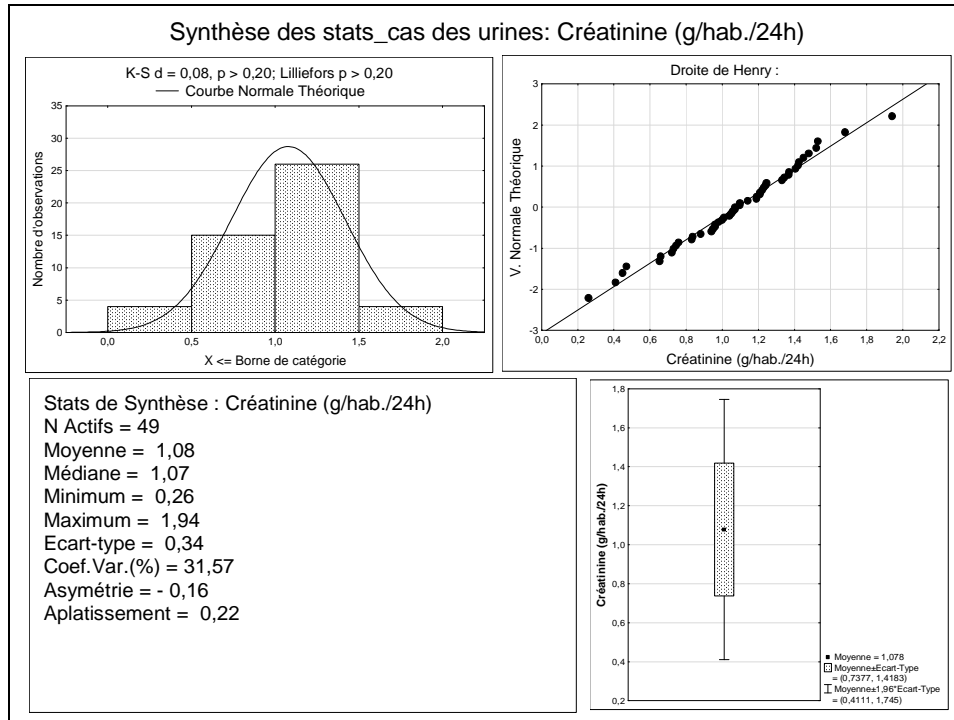
Synthèse des stats_cas des urines : Protéines (g/hab./24 h)



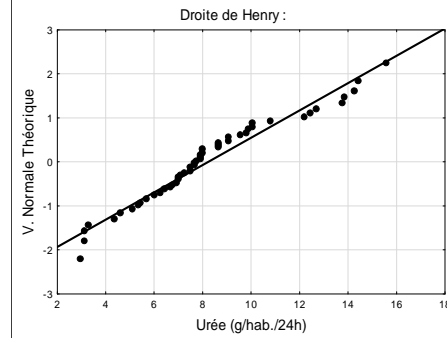
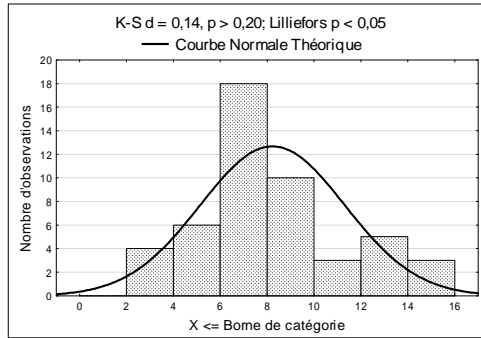
Stats de Synthèse : Protéines (g/hab./24 h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 1,96
 Médiane = 1,97
 Minimum = 1,09
 Maximum = 2,76
 Ecart-type = 0,43
 Coef. Var.(%) = 21,76
 Asymétrie = 0,001
 Aplatissement = - 0,65



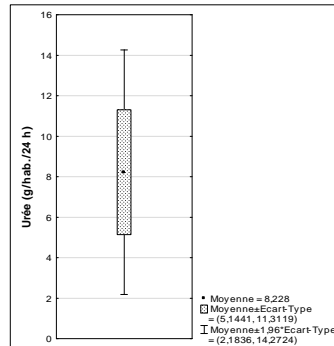


Synthèse des stats_cas des urines : Urée (g/hab./24 h)

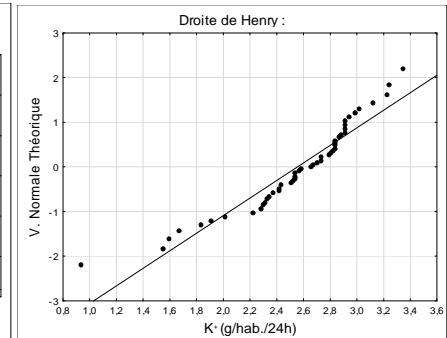
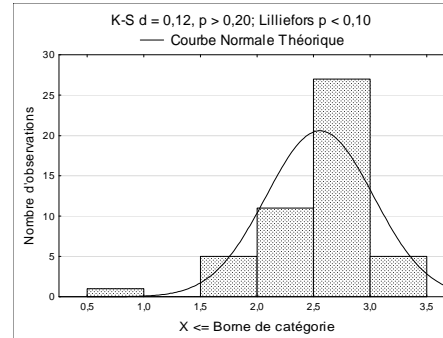


Stats de Synthèse : Urée (g/hab./24 h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 8,23
 Médiane = 7,76
 Minimum = 3,02
 Maximum = 15,61
 Ecart-type = 3,08
 Coef.Var.(%) = 37,48
 Asymétrie = 0,55
 Aplatissement = - 0,008

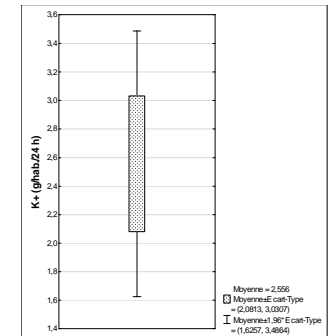


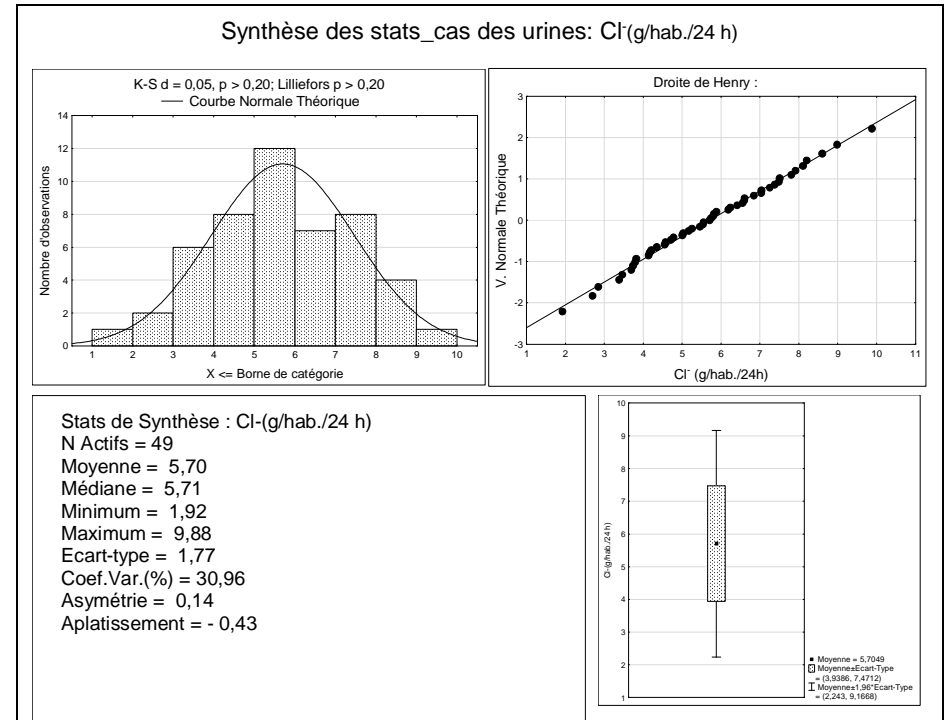
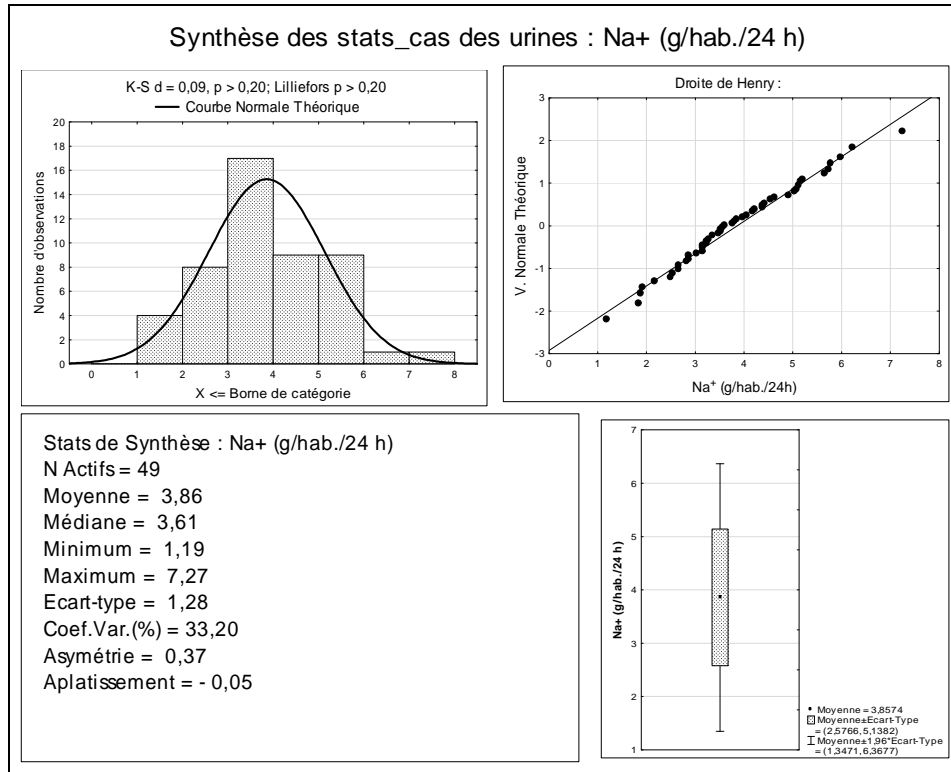
Synthèse des stats_cas des urines : K+ (g/hab./24 h)

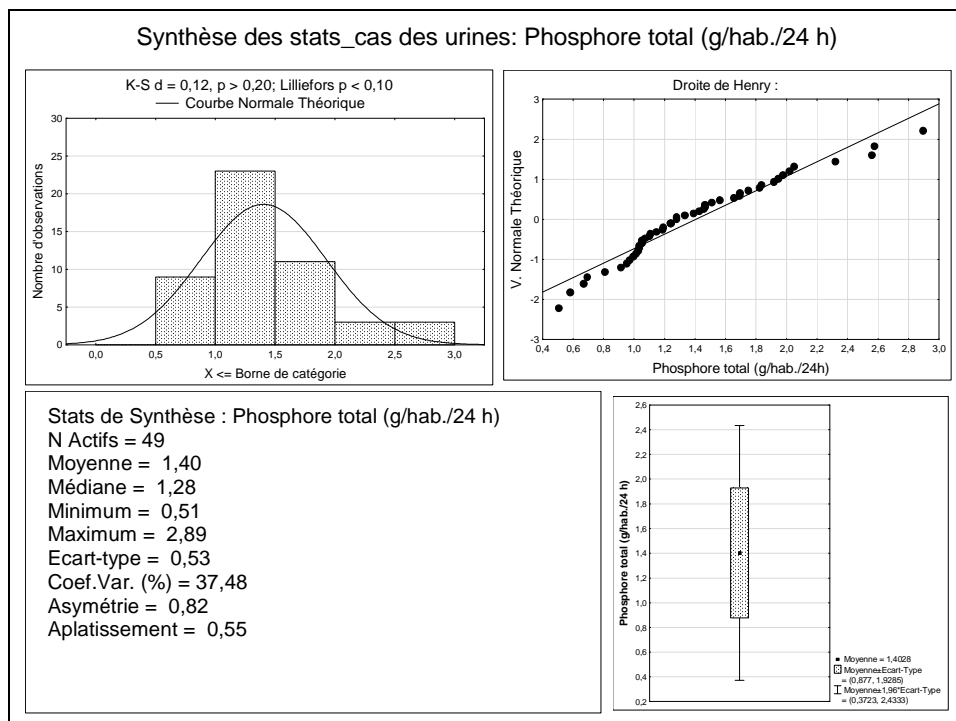


Stats de Synthèse : K+ (g/hab./24 h)

N Actifs = 49
 Moyenne = 2,56
 Médiane = 2,65
 Minimum = 0,94
 Maximum = 3,34
 Ecart-type = 0,47
 Coef.Var.(%) = 18,57
 Asymétrie = - 1,19
 Aplatissement = 1,95







Annexe II.3: Questionnaire d'enquête pour l'estimation des quantités de papiers toilette, savons de douche et détergents pour lave-linge

Il s'agit d'un travail de recherche et les résultats ne seront publiés qu'à des fins scientifiques. En outre, personne ne saurait être inquiété pour les réponses fournies. Nous vous remercions de votre collaboration

Nom de l'enquêteur.....

Date de l'enquête.....

Heure : début..... Fin.....

I – IDENTIFICATION

Nom de l'arrondissement..... Quartier.....
Carré N°.....

Maison.....Nombre d'habitants.....

Nom et prénoms de l'enquêté (Facultatif).....

Age de l'enquêté.....

Sexe : 1-1- M 1-2- F

Niveau d'instruction

- 1-3-Primaire: 1-4-Secondaire: 1-5-Supérieur: 1-6-Alphabète:
 1-7- Analphabète:

1-8-Quelles sont vos activités professionnelles ?.....

1-9-Quels sont vos revenus ?.....

II – Papiers de toilette

2-1- Quelle marque de papier toilette utilisez-vous?.....

Voudriez-vous compléter la date de début et de fin d'utilisation d'un nouveau rouleau de papier toilette?

Désignation	Date de début d'utilisation d'un nouveau rouleau de papier toilette	Date de fin d'utilisation d'un nouveau rouleau de papier toilette
1.		
2.		
3.		
4.		
5.		
etc.		

III – Détergents

3-1- Quelle marque de détergents utilisez-vous?.....

3-2-Achetez-vous le détergent par 5 kg? 1kg ? 500 g? 250 g? (préciser).....

Voudriez-vous compléter la date de début et de fin d'utilisation de votre paquet de détergent ?

Désignation	Date de début d'utilisation de votre nouveau paquet de détergent	Date de fin d'utilisation de votre nouveau paquet de détergent
1.		
2.		
3.		
4.		
5.		
etc.		

IV- Savons de douches

4-1- Quelle marque de savons de douche utilisez-vous?.....

3-2-Achetez-vous par paquet? Préciser le nombre de savons par paquet.....

Voudriez-vous compléter la date de début et de fin d'utilisation de savon ou de votre paquet si vous achetez par paquet?

Désignation	Date de début d'utilisation de votre savon de douche	Date de fin d'utilisation de votre savon de douche
1.		
2.		
3.		
4.		
5.		
etc.		

Désignation	Date de début d'utilisation de votre nouveau paquet de savons de douche	Date de fin d'utilisation de votre nouveau paquet de savons de douche
1.		
2.		
3.		
4.		
etc.		

Annexe II.4: Résultats d'enquête (exprimés en $g.EH^{-1}.j^{-1}$) des savons de douche et détergents pour lave-linge

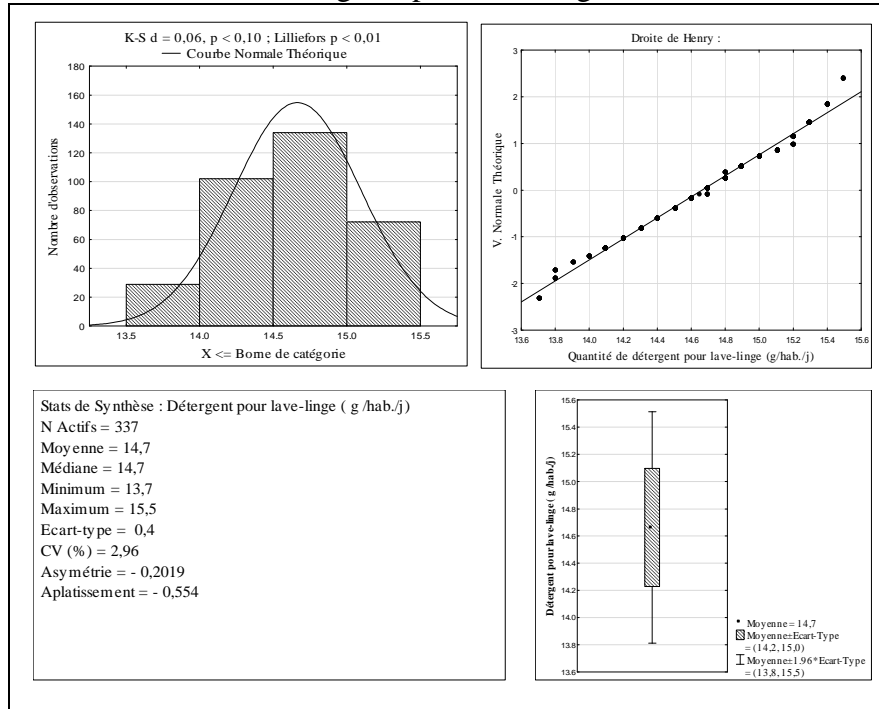


Figure II.7: Synthèse des statistiques élémentaires des résultats d'enquête d'utilisation des détergents pour lave-linge ($g.EH^{-1}.j^{-1}$) à Bujumbura

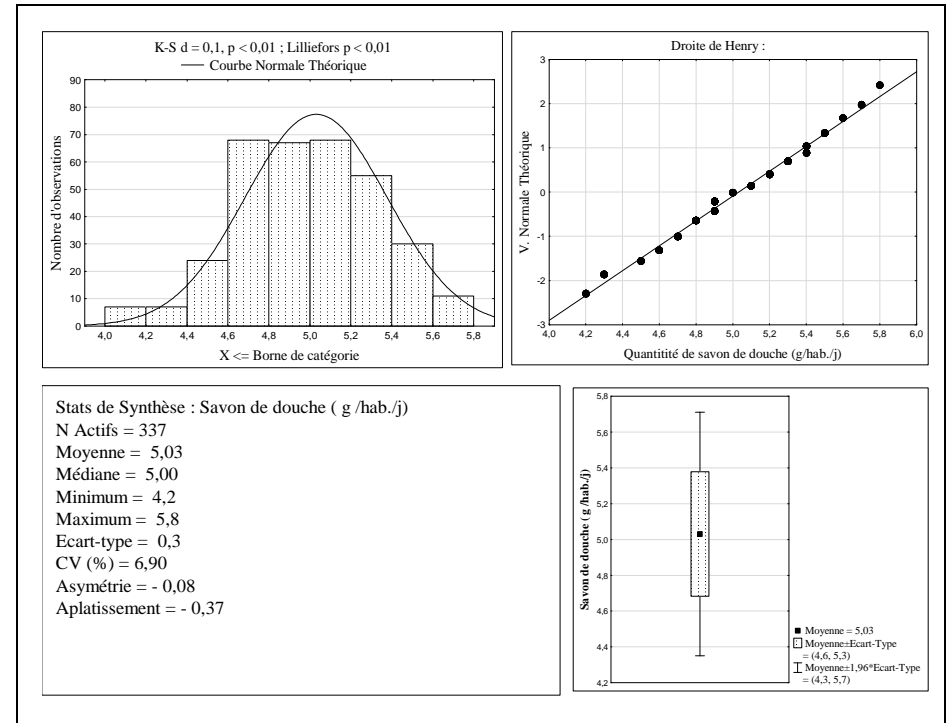


Figure II.8: Synthèse des statistiques élémentaires des résultats d'enquête d'utilisation de savons de douche ($g.EH^{-1}.j^{-1}$) à Bujumbura

Annexes en rapport avec le Chapitre III

Annexe III.1: Concentrations en MES (mg/l) en fonction des profondeurs de la colonne (cm) et des temps de rétention et les données des paramètres ayant permis de déterminer le temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES selon la méthode de Tay

(b): Cas d'effluent de sortie de FS1

		Concentration initiale (S_0) = 112,5 mg/l						
Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	100	100	105	110	110	110	105,83	0,06
30	95	95	100	100	100	105	99,17	0,13
45	95	95	95	95	95	100	95,83	0,17
60	90	90	90	90	90	95	90,83	0,24
75	85	85	85	85	85	95	86,67	0,30
90	80	80	80	80	80	90	81,67	0,38
105	75	75	75	75	75	80	75,83	0,48
120	75	75	75	75	75	75	75	0,5

(c): Cas d'effluent d'entrée de la FS2

		Concentration initiale (S_0) = 442,5 mg/l						
Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	350	380	410	425	430	435	405	0,09
30	290	300	295	330	385	415	335,83	0,32
45	230	225	265	300	310	370	283,33	0,56
60	205	210	215	245	330	360	260,83	0,70
75	175	210	205	185	210	300	214,17	1,07
90	150	190	215	170	215	210	191,67	1,31
105	140	140	140	165	215	170	161,67	1,74
120	135	135	135	140	155	230	155	1,85

(d): Cas d'effluent de sortie de FS2

		Concentration initiale (S_0)= 92,5 mg/l						
Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{\bar{S}}-1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	90	90	90	90	90	90	90,00	0,03
30	85	85	85	85	90	90	86,67	0,07
45	80	80	80	85	85	85	82,50	0,12
60	70	70	75	80	80	80	75,83	0,22
75	70	70	75	75	75	75	73,33	0,26
90	65	70	70	70	70	70	69,17	0,34
105	65	65	65	65	65	65	65,00	0,42
120	65	65	65	65	65	65	65,00	0,42

(e): Cas d'effluent d'entrée de la FS3

		Concentration initiale (S_0)= 505 mg/l						
Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{\bar{S}}-1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	370	400	400	410	420	450	408,33	0,24
30	360	400	370	370	400	430	388,33	0,30
45	310	340	390	330	370	390	355	0,42
60	290	330	330	330	370	350	333,33	0,52
75	260	270	330	300	280	360	300	0,68
90	240	240	310	270	270	270	266,67	0,89
105	200	250	290	210	280	280	251,67	1,01
120	130	170	190	210	230	240	195	1,59

(f): Cas d'effluent d'entrée de la FS4

Concentration initiale (S_0)= 557,5 mg/l

Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	470	480	510	490	510	550	501,67	0,11
30	360	390	390	400	410	490	406,67	0,37
45	290	320	360	360	370	460	360	0,55
60	280	280	320	320	330	390	320	0,74
75	270	290	320	260	280	340	293,33	0,90
90	250	270	230	240	220	280	248,33	1,25
105	170	190	200	250	250	270	221,67	1,52
120	140	140	150	160	260	260	185	2,01

(g): Cas d'effluent d'entrée de la FS5

Concentration initiale (S_0) = 600 mg/l

Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{S}-1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	500	520	530	550	570	570	540	0,11
30	430	430	440	440	450	450	440	0,36
45	340	340	370	380	400	410	373,3	0,61
60	270	280	290	300	350	370	310	0,94
75	220	230	260	250	270	290	253,3	1,37
90	180	180	190	200	210	240	200	2
105	160	160	170	170	180	250	181,7	2,3
120	140	140	140	160	200	210	165	2,64

(h): Cas d'effluent d'entrée de la FS6 **Concentration initiale (S_0) = 630 mg/l**

Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{\bar{S}} - 1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	540	550	570	580	610	620	578,33	0,09
30	430	440	450	510	550	570	491,67	0,28
45	380	400	440	480	500	530	455	0,38
60	300	320	380	430	400	440	378,33	0,66
75	240	250	280	300	350	440	310	1,03
90	200	210	250	280	320	400	276,66	1,28
105	180	180	190	200	270	330	225	1,8
120	170	180	190	210	280	340	228,33	1,76

(i): Cas d'effluent de sortie de la FS6 **Concentration initiale (S_0) = 117,5 mg/l**

Profondeur (cm)	180	145	110	75	40	5	\bar{S} (en mg/l)	$\left(\frac{S_0}{\bar{S}} - 1\right)$
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)		
15	110	110	110	115	115	115	112,50	0,04
30	105	105	110	110	110	110	108,33	0,08
45	100	100	105	105	105	105	103,33	0,14
60	90	90	90	95	100	100	94,17	0,25
75	85	85	90	90	90	90	88,33	0,33
90	80	80	80	80	85	85	81,67	0,44
105	75	75	75	80	80	80	77,50	0,52
120	75	75	75	75	75	75	75,00	0,57

Annexe III.2: Pourcentages des MES éliminées et vitesses ascensionnelles ayant permis de déterminer le temps correspondant à 50 % d'enlèvement des MES selon la méthode de Krishnan

(b): Cas d'effluent de sortie de FS1

Concentration initiale (S_0)= 112,5 mg/l									
Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	100	100	105	110	110	110	105,83	5,93	12,00
30	95	95	100	100	100	105	99,17	11,85	6,00
45	95	95	95	95	95	100	95,83	14,81	4,00
60	90	90	90	90	90	95	90,83	19,26	3,00
75	85	85	85	85	85	95	86,67	22,96	2,40
90	80	80	80	80	80	90	81,67	27,41	2,00
105	75	75	75	75	75	80	75,83	32,59	1,71
120	75	75	75	75	75	75	75,00	33,33	1,50

(c): Cas d'effluent d'entrée de la FS2

Concentration initiale (S_0)=442,5 mg/l									
Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ)(min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	350	380	410	425	430	435	405,00	8,47	12,00
30	290	300	295	330	385	415	335,83	24,11	6,00
45	230	225	265	300	310	370	283,33	35,97	4,00
60	205	210	215	245	330	360	260,83	41,05	3,00
75	175	210	205	185	210	300	214,17	51,60	2,40
90	150	190	215	170	215	210	191,67	56,69	2,00
105	140	140	140	165	215	170	161,67	63,47	1,71
120	135	135	135	140	155	230	155,00	64,97	1,50

(d): Cas d'effluent de sortie de FS2 **Concentration initiale (S_0)= 92,5 mg/l**

Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	90	90	90	90	90	90	90,00	2,70	12,00
30	85	85	85	85	90	90	86,67	6,31	6,00
45	80	80	80	85	85	85	82,50	10,81	4,00
60	70	70	75	80	80	80	75,83	18,02	3,00
75	70	70	75	75	75	75	73,33	20,72	2,40
90	65	70	70	70	70	70	69,17	25,23	2,00
105	65	65	65	65	65	65	65,00	29,73	1,71
120	65	65	65	65	65	65	65,00	29,73	1,50

(e): Cas d'effluent d'entrée de la FS3 **Concentration initiale (S_0)= 505 mg/l**

Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	370	400	400	410	420	450	408,33	19,14	12,00
30	360	400	370	370	400	430	388,33	23,10	6,00
45	310	340	390	330	370	390	355,00	29,70	4,00
60	290	330	330	330	370	350	333,33	33,99	3,00
75	260	270	330	300	280	360	300,00	40,59	2,40
90	240	240	310	270	270	270	266,67	47,19	2,00
105	200	250	290	210	280	280	251,67	50,17	1,71
120	130	170	190	210	230	240	195,00	61,39	1,50

(f): Cas d'effluent d'entrée de la FS4 **Concentration initiale (S_0)= 557,5 mg/l**

Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ)(min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	470	480	510	490	510	550	501,67	10,01	12,00
30	360	390	390	400	410	490	406,67	27,06	6,00
45	290	320	360	360	370	460	360,00	35,43	4,00
60	280	280	320	320	330	390	320,00	42,60	3,00
75	270	290	320	260	280	340	293,33	47,38	2,40
90	250	270	230	240	220	280	248,33	55,46	2,00
105	170	190	200	250	250	270	221,67	60,24	1,71
	140	140	150	160	260	260			

120							185,00	66,82	1,50
-----	--	--	--	--	--	--	--------	-------	------

(g): Cas d'effluent d'entrée de la FS5

Concentration initiale (S_0)= 600 mg/l

Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ)(min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	500	520	530	550	570	570	540,00	10,00	12,00
30	430	430	440	440	450	450	440,00	26,67	6,00
45	340	340	370	380	400	410	373,33	37,78	4,00
60	270	280	290	300	350	370	310,00	48,33	3,00
75	220	230	260	250	270	290	253,33	57,78	2,40
90	180	180	190	200	210	240	200,00	66,67	2,00
105	160	160	170	170	180	250	181,67	69,72	1,71
120	140	140	140	160	200	210	165,00	72,50	1,50

(h): Cas d'effluent d'entrée de la FS6

Concentration initiale (S_0)= 630 mg/l

Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ)(min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	540	550	570	580	610	620	578,33	8,20	12,00
30	430	440	450	510	550	570	491,67	21,96	6,00
45	380	400	440	480	500	530	455,00	27,78	4,00
60	300	320	380	430	400	440	378,33	39,95	3,00
75	240	250	280	300	350	440	310,00	50,79	2,40
90	200	210	250	280	320	400	276,67	56,08	2,00
105	180	180	190	200	270	330	225,00	64,29	1,71
120	170	180	190	210	280	340	228,33	63,76	1,50

(i): Cas d'effluent de sortie de la FS6		Concentration initiale (S_0)= 117,5 mg/l							
Profondeur(cm)	180	145	110	75	40	5			
Temps de rétention (Θ) (min.)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	MES (mg/l)	\bar{S} (en mg/l)	Rendement de rétention en MES	Vitesse ascensionnelle (en cm/min)
15	110	110	110	115	115	115	112,50	4,26	12,00
30	105	105	110	110	110	110	108,33	7,80	6,00
45	100	100	105	105	105	105	103,33	12,06	4,00
60	90	90	90	95	100	100	94,17	19,86	3,00
75	85	85	90	90	90	90	88,33	24,82	2,40
90	80	80	80	80	85	85	81,67	30,50	2,00
105	75	75	75	80	80	80	77,50	34,04	1,71
120	75	75	75	75	75	75	75,00	36,17	1,50

Annexes en rapport avec le Chapitre V

Annexe V.1 : Tableau contenant des valeurs de gamma 1, gamma 2, gamma 3, des constantes d'équilibre et constantes d'ionisation des espèces chimiques impliquées et utilisées.

Tableau V.2.1: Valeurs des pK_a des acides gras volatils à différentes températures (Robert, 1977)

Désignation	pK_a (0°C)	pK_a (5°C)	pK_a (10°C)	pK_a (15°C)	pK_a (20°C)	pK_a (25°C)	pK_a (30°C)	pK_a (35°C)	pK_a (40°C)	pK_a (45°C)	pK_a (50°C)
ac. acétique	4,78	4,77	4,76	4,76	4,76	4,76	4,76	4,76	4,77	4,78	4,79
ac. Propionique	4,89	4,89	4,88	4,88	4,87	4,87	4,88	4,88	4,89	4,90	4,91
ac. Butyrique	4,81	4,80	4,80	4,80	4,81	4,82	4,83	4,84	4,86	4,87	4,89
ac. i_Valerique						4,78*					

*selon(Batstone *et al.*, 2002)

Tableau V.2.2: Evolution des constantes d'équilibre avec la température (coordonats OH et CO₃)(Hissel, 1975)

Température (°C)	$k_0(OH)$	$k_1(CO_3)$	$k_2(CO_3)$
0	$2,07.10^{-17}$	$2,61.10^{-07}$	$2,31.10^{-11}$
10	$5,38.10^{-17}$	$3,34.10^{-07}$	$3,24.10^{-11}$
18	$1,04.10^{-16}$	$3,89.10^{-07}$	$3,98.10^{-11}$
20	$1,24.10^{-16}$	$4,05.10^{-07}$	$4,68.10^{-11}$
25	$1,825.10^{-16}$	$4,31.10^{-07}$	$5,61.10^{-11}$
30	$2,64.10^{-16}$	$4,52.10^{-07}$	$5,13.10^{-11}$
40	$5,27.10^{-16}$	$4,85.10^{-07}$	$6,03.10^{-11}$
50	$9,95.10^{-16}$	$5,05.10^{-07}$	$6,73.10^{-11}$
Valeur moyenne	$2,83875.10^{-16}$	$4,078.10^{-07}$	$4,7138.10^{-11}$

Tableau V.2.4 : Valeurs des coefficients d'activité à différentes températures(Hissel, 1975)

Tableau V.2.3 : Constante d'ionisation de l'acide phosphorique à différente température (°C)(Hissel, 1975)

	0	10	20	25	30	40	50
k_1	0,00897	8,52	7,89	7,52	7,13	6,32	5,49
k_2			6,06E-08	6,23	6,35	6,47	6,44
k_3				1,8E-12			

k_{1,H_3PO_4} moyen pour toute la gamme de température **6,126**

k_{2,H_3PO_4} moyen pour toute la gamme de température **5,098**

k_{3,H_3PO_4} moyen pour toute la gamme de température **$1,8.10^{-12}$**

k_{1,H_2S} (à 20°C) : $1,0.10^{-7}$ (Harerimana, 2011)

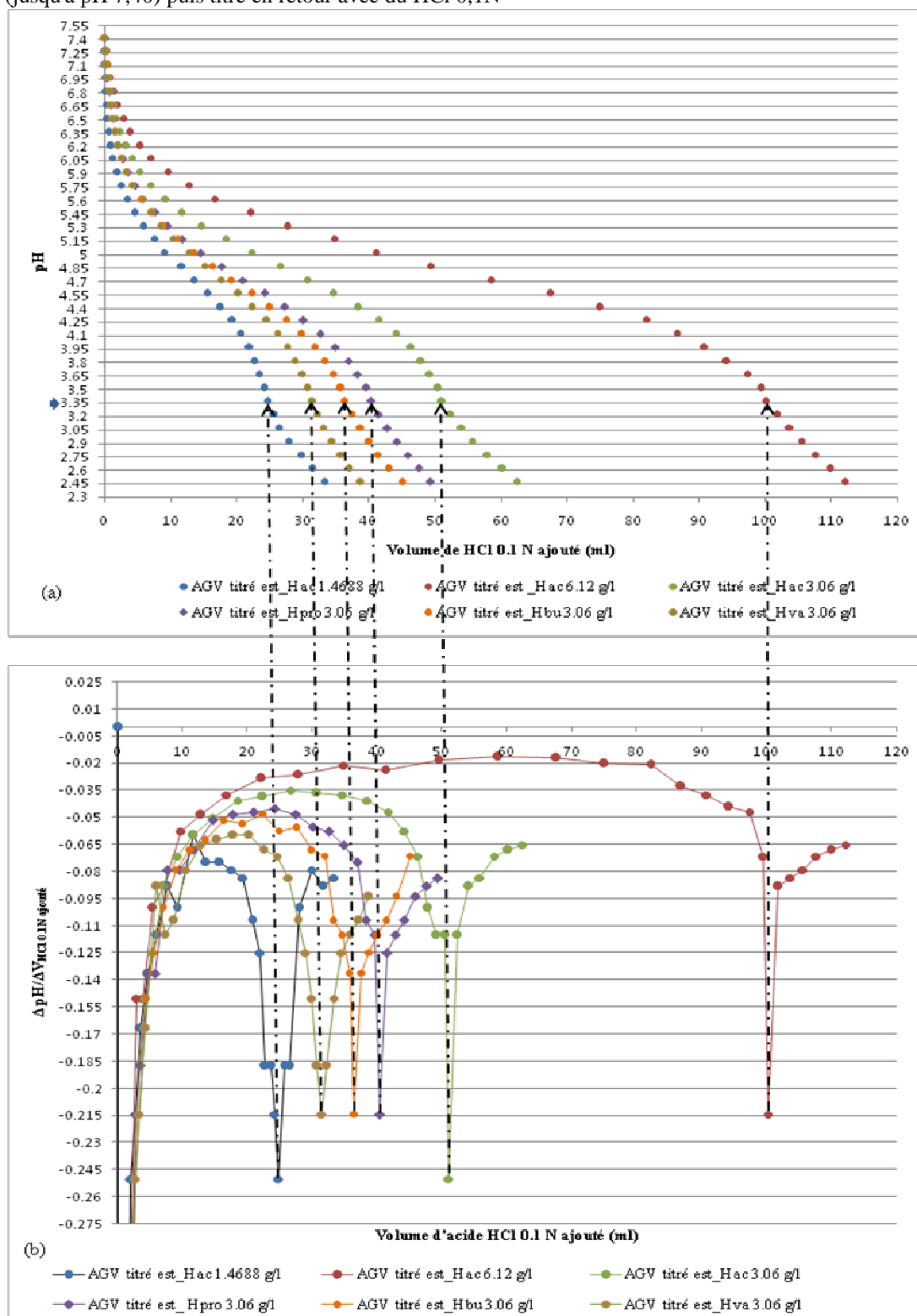
K_{H_2S} (à 20°C) = $k_1.k_2 = 8.10^{-25}$ (Harerimana, 2011)

Température (°C)	Force ionique	gamma 1	gamma 2	gamma 3
0	0	1	1	1
	0,001	0,965	0,867	0,725
	0,005	0,923	0,727	0,488
	0,01	0,893	0,637	0,362
	0,02	0,853	0,528	0,238
Moyenne (à 0°C)	0,0072	0,9268	0,7518	0,5626
10	0	1	1	1
	0,001	0,964	0,865	0,722
	0,005	0,922	0,724	0,483
	0,01	0,892	0,633	0,357
	0,02	0,851	0,524	0,233
moyenne (à 10°C)	0,0072	0,9258	0,7492	0,559
20	0	1	1	1
	0,001	0,964	0,863	0,718
	0,005	0,921	0,72	0,477
	0,01	0,89	0,628	0,351
	0,02	0,848	0,518	0,228
Moyenne (à 20°C)	0,0072	0,9246	0,7458	0,5548
25	0	1	1	1
	0,001	0,964	0,862	0,716
	0,005	0,92	0,718	0,474
	0,01	0,889	0,625	0,348
	0,02	0,847	0,515	0,225

Température (°C)	Force ionique	gamma 1	gamma 2	gamma 3
30	0	1	1	1
	0,001	0,963	0,861	0,714
	0,005	0,92	0,715	0,471
	0,01	0,888	0,623	0,344
	0,02	0,846	0,512	0,221
Moyenne (à 30°C)	0,0072	0,9234	0,7422	0,55
40	0	1	1	1
	0,001	0,962	0,858	0,709
	0,005	0,918	0,71	0,463
	0,01	0,886	0,616	0,337
	0,02	0,843	0,505	0,215
Moyenne (à 40°C)	0,0072	0,9218	0,7378	0,5448
50	0	1	1	1
	0,001	0,962	0,855	0,703
	0,005	0,916	0,705	0,455
	0,01	0,884	0,61	0,328
	0,02	0,839	0,497	0,207
Moyenne (à 50°C)	0,0072	0,9202	0,7334	0,5386

gamma 1 moyen pour toute la gamme de température **0,924**
gamma 2 moyen pour toute la gamme de température **0,743**
gamma 3 moyen pour toute la gamme de température **0,552**

Annexe V.2: Courbes de titrage des AGV individuels (a) et leurs dérivés premières (b)
 Etant donné que les AGV ont un pH acide (environ $pH_{2,88}$), ils ont d'abord été neutralisés avec du NaOH 0,1N (jusqu'à pH 7,40) puis titré en retour avec du HCl 0,1N



Ces courbes prouvent que tous ces AGV ont une même zone de virage (\equiv point d'équivalence); ($pH= 3,35$). Cela justifie que lorsqu'on mesure les AGV par la technique de titrage, le pH de fin de titrage doit être inférieur à $pH_{3,35}$. Un pH de fin de titrage égal à $pH_{3,00}$ peut être considéré.

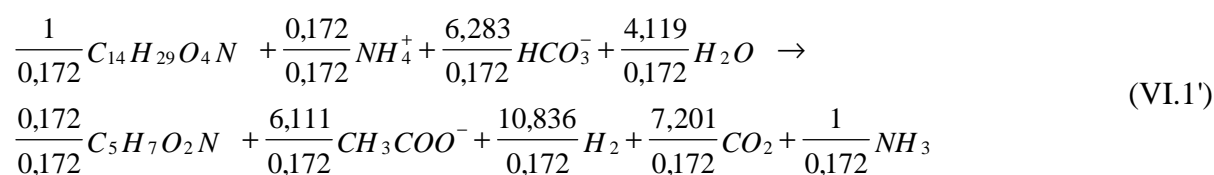
Annexe en rapport avec le Chapitre VI

Annexe VI.1: Détails relatifs à l'élaboration des équations (Eq.VI.2 et VI.5) du chapitre VI de cette thèse

Cas de l'équation (Eq.VI.2)

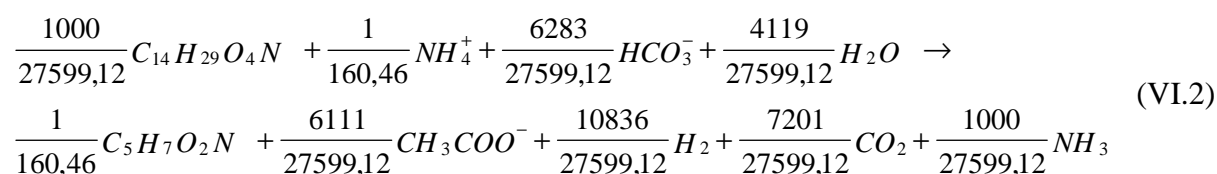
L'équation (Eq.VI.2) du chapitre VI a été élaborée à partir de l'équation (Eq.VI.1) du même chapitre VI.

En effet, divisant tous les coefficients de l'équation (Eq.VI.1) par le coefficient stœchiométrique affecté à la biomasse bactérienne ($C_5H_7O_2N$), cette équation peut s'écrire comme suit:



Etant donné que 1 mole de $C_5H_7O_2N$ correspond à 160,46 g DCO de $C_5H_7O_2N$ (car $i_{DCO, C_5H_7O_2N} = 1,42$ gDCO/g $C_5H_7O_2N$), favoriser la production de 1 g DCO de nouvelles biomasses bactériennes revient à diviser tous les coefficients de l'équation (Eq.VI.1') par 160,46.

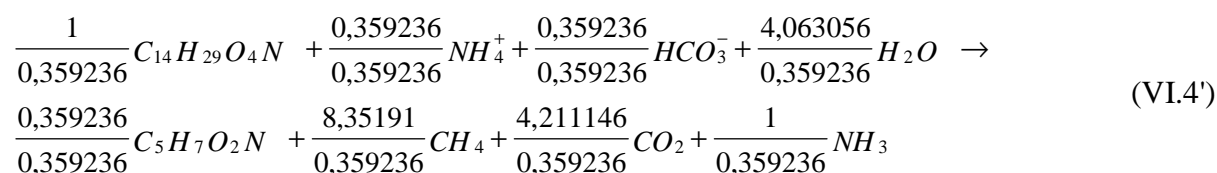
Ainsi, après simplification, cette équation (Eq.VI.1') devient:



Cas de l'équation (Eq.VI.5)

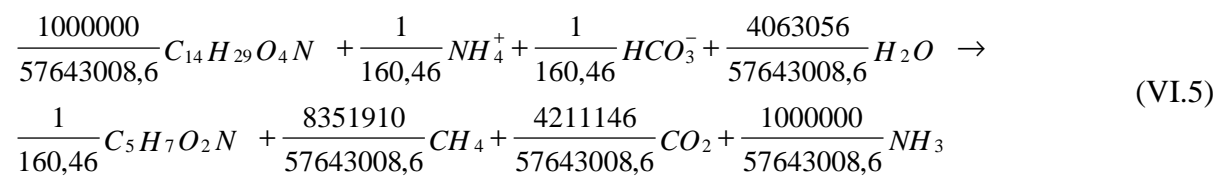
Le principe étant le même, l'équation (Eq.VI.5) du chapitre VI a été élaborée à partir de l'équation (Eq.VI.4) du même chapitre VI.

En divisant tous les coefficients de l'équation (Eq.VI.4) par le coefficient stœchiométrique affecté à la biomasse bactérienne ($C_5H_7O_2N$), cette équation devient:



Etant donné que 1 mole de $C_5H_7O_2N$ correspond à 160,46 g DCO de $C_5H_7O_2N$ (car $i_{DCO, C_5H_7O_2N} = 1,42$ gDCO/g $C_5H_7O_2N$), favoriser la production de 1 g DCO de nouvelles biomasses bactériennes revient à diviser tous les coefficients de l'équation (Eq.VI.4') par 160,46.

Ainsi, après simplification, cette équation (Eq.VI.4') devient:



Annexes en rapport avec le Chapitre VII

Annexe VII.1: Données ayant permis de construire les courbes des Figures VII.1_a et VII.1_b. Vu la quantité importante de ces données, certaines sont seulement présentées (cas d'activité des biomasses méthanogènes acétoclastes) en guise d'exemple.

Temps (h)	X(ti+1)	[HAc] _i (500mg/l)	Temps (h)	X(ti+1)	[HAc] _i (800mg/l)	Temps (h)	X(ti+1)	[HAc] _i (1000mg/l)	Temps (h)	X(ti+1)	[HAc] _i (1500mg/l)
0	50,00	500,00	0	50,00	800,00	0	50,00	1000,00	0	50,00	1500,00
1	50,28	495,02	1	50,35	793,94	1	50,38	993,47	1	50,43	1492,72
2	50,56	490,03	2	50,70	787,85	2	50,77	986,90	2	50,87	1485,38
3	50,84	485,04	3	51,06	781,74	3	51,15	980,30	3	51,31	1477,98
4	51,12	480,04	4	51,41	775,60	4	51,54	973,66	4	51,75	1470,53
5	51,40	475,04	5	51,77	769,44	5	51,93	966,98	5	52,20	1463,03
6	51,68	470,05	6	52,13	763,26	6	52,33	960,27	6	52,64	1455,47
7	51,96	465,04	7	52,49	757,04	7	52,72	953,52	7	53,10	1447,85
8	52,24	460,04	8	52,85	750,81	8	53,12	946,74	8	53,55	1440,18
9	52,51	455,04	9	53,21	744,55	9	53,51	939,92	9	54,01	1432,45
10	52,79	450,04	10	53,57	738,27	10	53,92	933,07	10	54,47	1424,67
11	53,07	445,04	11	53,93	731,97	11	54,32	926,18	11	54,94	1416,83
12	53,35	440,04	12	54,30	725,64	12	54,72	919,25	12	55,40	1408,93
13	53,62	435,05	13	54,66	719,29	13	55,13	912,30	13	55,88	1400,98
14	53,90	430,06	14	55,03	712,92	14	55,54	905,30	14	56,35	1392,97
15	54,18	425,07	15	55,40	706,54	15	55,94	898,28	15	56,83	1384,90
16	54,45	420,08	16	55,77	700,13	16	56,36	891,22	16	57,31	1376,78
17	54,73	415,11	17	56,14	693,70	17	56,77	884,13	17	57,79	1368,60
18	55,00	410,13	18	56,51	687,25	18	57,18	877,00	18	58,28	1360,36
19	55,28	405,16	19	56,88	680,78	19	57,60	869,84	19	58,77	1352,07
20	55,55	400,20	20	57,25	674,29	20	58,02	862,65	20	59,27	1343,72
21	55,82	395,25	21	57,63	667,79	21	58,44	855,43	21	59,77	1335,31
22	56,09	390,31	22	58,00	661,27	22	58,86	848,18	22	60,27	1326,84
23	56,36	385,37	23	58,37	654,73	23	59,29	840,90	23	60,77	1318,32
24	56,63	380,45	24	58,75	648,18	24	59,71	833,58	24	61,28	1309,74
25	56,90	375,54	25	59,13	641,61	25	60,14	826,24	25	61,79	1301,10
26	57,17	370,63	26	59,50	635,03	26	60,56	818,86	26	62,30	1292,40
27	57,43	365,74	27	59,88	628,44	27	60,99	811,46	27	62,82	1283,65
28	57,70	360,87	28	60,26	621,83	28	61,43	804,03	28	63,34	1274,84
29	57,96	356,00	29	60,63	615,21	29	61,86	796,57	29	63,87	1265,97
30	58,22	351,16	30	61,01	608,57	30	62,29	789,08	30	64,39	1257,05
31	58,49	346,32	31	61,39	601,93	31	62,73	781,57	31	64,92	1248,07
32	58,75	341,50	32	61,77	595,28	32	63,16	774,03	32	65,46	1239,03
33	59,00	336,70	33	62,15	588,62	33	63,60	766,47	33	65,99	1229,94
34	59,26	331,92	34	62,53	581,94	34	64,04	758,88	34	66,54	1220,79
35	59,52	327,16	35	62,91	575,27	35	64,48	751,26	35	67,08	1211,58
36	59,77	322,41	36	63,29	568,58	36	64,92	743,63	36	67,63	1202,32
37	60,02	317,69	37	63,67	561,89	37	65,36	735,97	37	68,17	1192,99

Annexes en rapport avec le Chapitre VII

38	60,27	312,98	38	64,05	555,19	38	65,81	728,29	38	68,73	1183,62
39	60,52	308,30	39	64,43	548,49	39	66,25	720,58	39	69,28	1174,19
40	60,77	303,64	40	64,80	541,79	40	66,69	712,86	40	69,84	1164,70
41	61,02	299,00	41	65,18	535,09	41	67,14	705,11	41	70,40	1155,16
42	61,26	294,39	42	65,56	528,38	42	67,59	697,35	42	70,97	1145,57
43	61,50	289,80	43	65,94	521,68	43	68,03	689,57	43	71,54	1135,92
44	61,74	285,24	44	66,32	514,97	44	68,48	681,78	44	72,12	1126,21
45	61,98	280,70	45	66,70	508,27	45	68,93	673,96	45	72,68	1116,45
46	62,22	276,19	46	67,07	501,57	46	69,38	666,13	46	73,26	1106,64
47	62,45	271,71	47	67,45	494,87	47	69,83	658,29	47	73,84	1096,78
48	62,68	267,26	48	67,82	488,18	48	70,28	650,44	48	74,42	1086,86
49	62,91	262,83	49	68,20	481,50	49	70,73	642,57	49	75,01	1076,89
50	63,14	258,44	50	68,57	474,82	50	71,18	634,69	50	75,60	1066,87
51	63,37	254,08	51	68,94	468,15	51	71,63	626,80	51	76,19	1056,80
52	63,59	249,75	52	69,31	461,50	52	72,08	618,90	52	76,78	1046,68
53	63,81	245,45	53	69,68	454,85	53	72,53	611,00	53	77,38	1036,51
54	64,03	241,18	54	70,05	448,21	54	72,98	603,09	54	77,98	1026,29
55	64,24	236,95	55	70,42	441,59	55	73,44	595,17	55	78,58	1016,03
56	64,46	232,75	56	70,79	434,99	56	73,89	587,25	56	79,19	1005,71
57	64,67	228,60	57	71,15	428,39	57	74,34	579,33	57	79,79	995,35
58	64,87	224,47	58	71,52	421,83	58	74,79	571,41	58	80,40	984,94
59	65,08	220,38	59	71,88	415,27	59	75,24	563,48	59	81,01	974,49
60	65,28	216,33	60	72,24	408,74	60	75,69	555,56	60	81,63	963,99
61	65,48	212,31	61	72,60	402,23	61	76,13	547,64	61	82,24	953,45
62	65,68	208,34	62	72,95	395,74	62	76,58	539,73	62	82,86	942,87
63	65,87	204,40	63	73,31	389,27	63	77,03	531,82	63	83,48	932,25
64	66,07	200,50	64	73,66	382,83	64	77,47	523,91	64	84,12	921,59
65	66,25	196,65	65	74,01	376,42	65	77,92	516,02	65	84,73	910,88
66	66,44	192,83	66	74,36	370,03	66	78,36	508,14	66	85,36	900,14
67	66,62	189,06	67	74,71	363,68	67	78,80	500,27	67	85,99	889,36
68	66,80	185,32	68	75,05	357,36	68	79,25	492,41	68	86,62	878,55
69	66,98	181,63	69	75,39	351,06	69	79,69	484,57	69	87,25	867,70
70	67,15	177,98	70	75,73	344,81	70	80,12	476,74	70	87,88	856,82
71	67,33	174,38	71	76,06	338,58	71	80,56	468,94	71	88,52	845,91
72	67,49	170,82	72	76,40	332,40	72	80,99	461,15	72	89,15	834,96
73	67,66	167,30	73	76,73	326,25	73	81,43	453,39	73	89,79	823,99
74	67,82	163,83	74	77,05	320,14	74	81,86	445,65	74	90,43	812,99
75	67,98	160,40	75	77,38	314,08	75	82,29	437,93	75	91,07	801,97
76	68,13	157,02	76	77,70	308,05	76	82,71	430,25	76	91,71	790,92
77	68,29	153,68	77	78,02	302,07	77	83,14	422,59	77	92,35	779,85
78	68,44	150,39	78	78,33	296,14	78	83,56	414,96	78	92,99	768,76
79	68,58	147,14	79	78,64	290,25	79	83,97	407,37	79	93,63	757,65
80	68,72	143,94	80	78,95	284,41	80	84,39	399,82	80	94,27	746,53

Annexes en rapport avec le Chapitre VII

81	68,86	140,78	81	79,25	278,62	81	84,80	392,30	81	94,92	735,39
82	69,00	137,68	82	79,55	272,88	82	85,21	384,82	82	95,56	724,23
83	69,13	134,62	83	79,85	267,19	83	85,62	377,38	83	96,20	713,07
84	69,26	131,60	84	80,14	261,56	84	86,02	369,98	84	96,85	701,90
85	69,39	128,63	85	80,43	255,98	85	86,42	362,63	85	97,49	690,72
86	69,51	125,71	86	80,72	250,46	86	86,82	355,32	86	98,13	679,54
87	69,63	122,84	87	81,00	244,99	87	87,21	348,07	87	98,78	668,36
88	69,75	120,01	88	81,27	239,58	88	87,60	340,86	88	99,42	657,18
89	69,87	117,23	89	81,54	234,23	89	87,99	333,71	89	100,06	646,01
90	69,98	114,49	90	81,81	228,95	90	88,37	326,62	90	100,70	634,84
91	70,08	111,80	91	82,08	223,72	91	88,75	319,58	91	101,33	623,68
92	70,19	109,16	92	82,33	218,56	92	89,12	312,60	92	101,97	612,53
93	70,29	106,57	93	82,59	213,46	93	89,49	305,68	93	102,61	601,39
94	70,39	104,02	94	82,84	208,43	94	89,85	298,83	94	103,24	590,28
95	70,48	101,52	95	83,08	203,46	95	90,21	292,03	95	103,87	579,18
96	70,57	99,06	96	83,33	198,56	96	90,56	285,31	96	104,50	568,11
97	70,66	96,65	97	83,56	193,73	97	90,91	278,65	97	105,12	557,07
98	70,75	94,28	98	83,79	188,97	98	91,26	272,07	98	105,75	546,06
99	70,83	91,96	99	84,02	184,28	99	91,60	265,56	99	106,37	535,08
100	70,91	89,68	100	84,24	179,65	100	91,93	259,12	100	106,99	524,13
101	70,99	87,45	101	84,46	175,10	101	92,26	252,76	101	107,60	513,23
102	71,06	85,26	102	84,67	170,62	102	92,58	246,47	102	108,21	502,37
103	71,13	83,12	103	84,87	166,21	103	92,90	240,30	103	108,82	491,56
104	71,20	81,02	104	85,08	161,88	104	93,21	234,14	104	109,42	480,80
105	71,26	78,96	105	85,27	157,61	105	93,52	228,10	105	110,02	470,10
106	71,32	76,95	106	85,46	153,42	106	93,82	222,14	106	110,61	459,45
107	71,38	74,98	107	85,65	149,31	107	94,11	216,27	107	111,20	448,87
108	71,44	73,04	108	85,83	145,27	108	94,40	210,48	108	111,79	438,35
109	71,49	71,15	109	86,00	141,30	109	94,68	204,79	109	112,37	427,90
110	71,54	69,31	110	86,17	137,41	110	94,96	199,18	110	112,95	417,53
111	71,59	67,50	111	86,34	133,59	111	95,23	193,66	111	113,51	407,24
112	71,64	65,73	112	86,51	129,85	112	95,50	188,24	112	114,07	397,02
113	71,67	64,0001	113	86,66	126,18	113	95,75	182,90	113	114,63	386,90
114	71,72	62,31	114	86,81	122,58	114	96,00	177,66	114	115,18	376,86
115	71,76	60,66	115	86,96	119,06	115	96,24	172,51	115	115,72	366,92
116	71,79	59,04	116	87,10	115,62	116	96,48	167,46	116	116,25	357,07
117	71,82	57,47	117	87,23	112,25	117	96,71	162,51	117	116,78	347,33
118	71,85	55,93	118	87,36	108,95	118	96,93	157,65	118	117,30	337,70
119	71,88	54,43	119	87,49	105,72	119	97,15	152,88	119	117,81	328,17
120	71,90	52,95	120	87,61	102,57	120	97,36	148,22	120	118,32	318,76
121	71,93	51,52	121	87,73	99,49	121	97,57	143,65	121	118,81	309,47
122	71,94	50,12	122	87,84	96,48	122	97,77	139,18	122	119,30	300,30
123	71,97	48,75	123	87,94	93,54	123	97,96	134,80	123	119,78	291,26

124	71,98	47,42	124	88,04	90,68	124	98,14	130,53	124	120,25	282,35
125	72,00	46,12	125	88,14	87,88	125	98,32	126,35	125	120,71	273,56
126	72,01	44,85	126	88,23	85,15	126	98,49	122,27	126	121,16	264,92
127	72,02	43,62	127	88,32	82,49	127	98,66	118,28	127	121,60	256,42
128	72,02	42,41	128	88,40	79,90	128	98,81	114,39	128	122,03	248,06
129	72,03	41,24	129	88,48	77,38	129	98,96	110,60	129	122,45	239,85
130	72,03	40,09	130	88,56	74,92	130	99,11	106,90	130	122,86	231,78
131	72,034	38,98	131	88,62	72,53	131	99,25	103,30	131	123,26	223,87
132	72,04	37,89	132	88,69	70,20	132	99,38	99,79	132	123,65	216,12
133	72,03	36,83	133	88,75	67,93	133	99,51	96,37	133	124,03	208,52
134	72,03	35,80	134	88,81	65,73	134	99,63	93,05	134	124,40	201,08
135	72,02	34,79	135	88,86	63,58	135	99,74	89,81	135	124,75	193,80
136	72,02	33,81	136	88,91	61,50	136	99,85	86,67	136	125,10	186,69
137	72,01	32,86	137	88,95	59,47	137	99,95	83,62	137	125,43	179,74
138	72,00	31,93	138	88,99	57,51	138	100,05	80,65	138	125,76	172,96
139	71,98	31,03	139	89,03	55,60	139	100,14	77,77	139	126,07	166,35
140	71,97	30,15	140	89,07	53,74	140	100,22	74,98	140	126,37	159,91
141	71,95	29,29	141	89,09	51,94	141	100,30	72,27	141	126,65	153,63
142	71,94	28,46	142	89,12	50,20	142	100,37	69,64	142	126,93	147,53
143	71,92	27,65	143	89,14	48,50	143	100,44	67,09	143	127,20	141,60
144	71,90	26,86	144	89,16	46,86	144	100,50	64,62	144	127,45	135,83
145	71,88	26,09	145	89,18	45,27	145	100,56	62,23	145	127,69	130,23
146	71,86	25,35	146	89,19	43,72	146	100,61	59,92	146	127,92	124,80
147	71,83	24,62	147	89,20	42,23	147	100,66	57,68	147	128,14	119,54
148	71,81	23,92	148	89,21	40,78	148	100,70	55,51	148	128,35	114,45
149	71,78	23,23	149	89,21	39,37	149	100,74	53,42	149	128,55	109,52
150	71,75	22,56	150	89,21	38,02	150	100,77	51,39	150	128,73	104,75
151	71,72	21,91	151	89,21	36,70	151	100,80	49,44	151	128,91	100,15
152	71,69	21,28	152	89,20	35,43	152	100,83	47,55	152	129,07	95,70
153	71,66	20,67	153	89,20	34,19	153	100,84	45,72	153	129,22	91,42
154	71,63	20,07	154	89,19	33,00	154	100,86	43,96	154	129,37	87,28
155	71,60	19,50	155	89,17	31,85	155	100,87	42,26	155	129,50	83,30
156	71,56	18,93	156	89,16	30,73	156	100,88	40,62	156	129,63	79,47
157	71,52	18,38	157	89,14	29,65	157	100,88	39,04	157	129,74	75,79
158	71,49	17,85	158	89,12	28,61	158	100,88	37,51	158	129,85	72,25
159	71,45	17,34	159	89,10	27,60	159	100,88	36,04	159	129,94	68,84
160	71,41	16,83	160	89,07	26,62	160	100,87	34,63	160	130,03	65,58
161	71,37	16,35	161	89,04	25,68	161	100,86	33,26	161	130,10	62,45
162	71,33	15,87	162	89,02	24,77	162	100,85	31,95	162	130,17	59,44
163	71,29	15,41	163	88,99	23,89	163	100,83	30,68	163	130,23	56,56
164	71,25	14,96	164	88,95	23,04	164	100,81	29,46	164	130,28	53,81
165	71,21	14,53	165	88,92	22,22	165	100,78	28,29	165	130,33	51,18
166	71,17	14,11	166	88,88	21,43	166	100,76	27,16	166	130,36	48,66

Annexes en rapport avec le Chapitre VII

167	71,12	13,70	167	88,84	20,66	167	100,73	26,07	167	130,39	46,25
168	71,08	13,30	168	88,80	19,92	168	100,70	25,03	168	130,41	43,95
169	71,03	12,91	169	88,76	19,21	169	100,66	24,02	169	130,42	41,75
170	70,99	12,54	170	88,72	18,52	170	100,63	23,06	170	130,43	39,65
171	70,94	12,18	171	88,67	17,86	171	100,59	22,13	171	130,44	37,65
172	70,89	11,82	172	88,63	17,22	172	100,55	21,24	172	130,43	35,74
173	70,84	11,48	173	88,58	16,60	173	100,50	20,38	173	130,42	33,93
174	70,79	11,14	174	88,53	16,00	174	100,46	19,55	174	130,40	32,19
175	70,74	10,82	175	88,48	15,43	175	100,41	18,76	175	130,38	30,55
176	70,69	10,51	176	88,43	14,87	176	100,36	18,00	176	130,36	28,98
177	70,64	10,20	177	88,37	14,33	177	100,31	17,27	177	130,32	27,48
178	70,59	9,90	178	88,32	13,82	178	100,25	16,57	178	130,29	26,06
179	70,54	9,62	179	88,26	13,32	179	100,20	15,89	179	130,25	24,71
180	70,49	9,34	180	88,21	12,84	180	100,14	15,25	180	130,20	23,43
181	70,44	9,06	181	88,15	12,38	181	100,08	14,62	181	130,15	22,21
182	70,38	8,80	182	88,09	11,93	182	100,01	14,03	182	130,10	21,05
183	70,33	8,55	183	88,03	11,50	183	99,96	13,45	183	130,04	19,95
184	70,28	8,30	184	87,98	11,08	184	99,89	12,90	184	129,98	18,90
185	70,22	8,06	185	87,91	10,68	185	99,83	12,38	185	129,92	17,91
186	70,17	7,82	186	87,85	10,30	186	99,76	11,87	186	129,85	16,97
187	70,11	7,60	187	87,78	9,92	187	99,69	11,39	187	129,78	16,07
188	70,06	7,37	188	87,72	9,56	188	99,62	10,92	188	129,70	15,23
189	70,00	7,16	189	87,65	9,22	189	99,55	10,47	189	129,63	14,42
190	69,94	6,95	190	87,59	8,88	190	99,48	10,04	190	129,55	13,66
191	69,89	6,75	191	87,52	8,56	191	99,41	9,63	191	129,46	12,94
192	69,83	6,56	192	87,46	8,26	192	99,34	9,24	192	129,38	12,25
193	69,77	6,37	193	87,38	7,96	193	99,26	8,86	193	129,30	11,60
194	69,72	6,18	194	87,32	7,67	194	99,19	8,50	194	129,21	10,99
195	69,66	6,00	195	87,25	7,39	195	99,11	8,15	195	129,11	10,40
196	69,60	5,83	196	87,18	7,13	196	99,03	7,81	196	129,02	9,85
197	69,54	5,66	197	87,11	6,87	197	98,96	7,49	197	128,93	9,33
198	69,48	5,50	198	87,04	6,62	198	98,88	7,19	198	128,83	8,83
199	69,42	5,34	199	86,97	6,38	199	98,80	6,90	199	128,73	8,36
200	69,36	5,18	200	86,90	6,15	200	98,72	6,61	200	128,63	7,92
201	69,30	5,03	201	86,82	5,93	201	98,64	6,34	201	128,53	7,50
202	69,50	4,89	202	86,75	5,71	202	98,56	6,08	202	128,43	7,10
203	69,19	4,75	203	86,68	5,51	203	98,47	5,83	203	128,33	6,72
204	69,13	4,61	204	86,61	5,31	204	98,39	5,59	204	128,22	6,36
205	69,06	4,48	205	86,53	5,12	205	98,31	5,36	205	128,12	6,02
206	69,00	4,35	206	86,46	4,93	206	98,22	5,14	206	128,01	5,70
207	68,94	4,22	207	86,38	4,756	207	98,14	4,93	207	127,90	5,40
208	68,88	4,10	208	86,31	4,59	208	98,05	4,73	208	127,79	5,11
209	68,82	3,99	209	86,23	4,42	209	97,97	4,54	209	127,68	4,84

Annexes en rapport avec le Chapitre VII

210	68,76	3,87	210	86,16	4,26	210	97,88	4,35	210	127,57	4,58
211	68,70	3,76	211	86,08	4,11	211	97,80	4,18	211	127,46	4,34
212	68,65	3,65	212	86,00	3,96	212	97,71	4,00	212	127,35	4,11
213	68,58	3,55	213	85,93	3,82	213	97,62	3,84	213	127,24	3,89
214	68,51	3,45	214	85,85	3,68	214	97,54	3,69	214	127,12	3,68
215	68,45	3,35	215	85,77	3,55	215	97,45	3,54	215	127,01	3,49
216	68,39	3,25	216	85,70	3,42	216	97,36	3,40	216	126,89	3,30
217	68,33	3,16	217	85,62	3,30	217	97,27	3,25	217	126,79	3,13
218	68,27	3,07	218	85,54	3,18	218	97,19	3,12	218	126,66	2,96
219	68,20	2,98	219	85,46	3,07	219	97,10	3,00	219	126,55	2,81
220	68,14	2,90	220	85,38	2,96	220	97,01	2,87	220	126,43	2,66
221	68,08	2,81	221	85,31	2,85	221	96,92	2,76	221	126,31	2,52
222	68,01	2,73	222	85,23	2,75	222	96,83	2,65	222	126,20	2,38
223	67,95	2,66	223	85,15	2,65	223	96,74	2,54	223	126,08	2,26
224	67,89	2,58	224	85,07	2,56	224	96,65	2,44	224	125,96	2,14
225	67,83	2,51	225	84,99	2,47	225	96,56	2,34	225	125,84	2,03
226	67,76	2,44	226	84,91	2,38	226	96,47	2,24	226	125,72	1,92
227	67,70	2,37	227	84,83	2,30	227	96,38	2,15	227	125,60	1,82
228	67,64	2,30	228	84,75	2,21	228	96,29	2,07	228	125,48	1,72
229	67,57	2,23	229	84,67	2,14	229	96,20	1,98	229	125,36	1,63
230	67,51	2,17	230	84,59	2,06	230	96,11	1,90	230	125,24	1,55
231	67,45	2,11	231	84,51	1,99	231	96,02	1,83	231	125,13	1,46
232	67,38	2,05	232	84,43	1,92	232	95,92	1,75	232	125,01	1,39
233	67,32	1,99	233	84,35	1,85	233	95,83	1,68	233	124,88	1,31
234	67,26	1,94	234	84,27	1,78	234	95,74	1,61	234	124,76	1,25
235	67,19	1,88	235	84,19	1,72	235	95,65	1,55	235	124,64	1,18
236	67,13	1,83	236	84,11	1,66	236	95,56	1,49	236	124,52	1,12
237	67,06	1,78	237	84,03	1,60	237	95,47	1,43	237	124,40	1,06
238	67,00	1,7269	238	83,95	1,54	238	95,37	1,37	238	124,28	1,01
239	66,94	1,68	239	83,87	1,49	239	95,28	1,32	239	124,16	0,95
240	66,87	1,63	240	83,79	1,44	240	95,19	1,26	240	124,04	0,90
241	66,81	1,59	241	83,71	1,39	241	95,10	1,21	241	123,92	0,86
242	66,75	1,54	242	83,63	1,34	242	95,00	1,16	242	123,80	0,81
243	66,68	1,49	243	83,55	1,29	243	94,92	1,12	243	123,68	0,77
244	66,62	1,46	244	83,47	1,25	244	94,82	1,07	244	123,56	0,73
245	66,55	1,42	245	83,39	1,20	245	94,73	1,03	245	123,43	0,69
246	66,49	1,38	246	83,31	1,16	246	94,64	0,99	246	123,32	0,66
247	66,43	1,33	247	83,23	1,12	247	94,55	0,95	247	123,19	0,62
248	66,36	1,30	248	83,15	1,08	248	94,46	0,91	248	123,07	0,59
249	66,30	1,26	249	83,06	1,04	249	94,36	0,87	249	122,95	0,56
250	66,23	1,23	250	82,99	1,01	250	94,27	0,84	250	122,83	0,53
251	66,17	1,19	251	82,91	0,97	251	94,18	0,81	251	122,71	0,50
252	66,11	1,16	252	82,83	0,94	252	94,09	0,78	252	122,59	0,48

Annexes en rapport avec le Chapitre VII

253	66,04	1,13	253	82,75	0,91	253	94,00	0,75	253	122,47	0,45
254	65,97	1,09	254	82,66	0,87	254	93,90	0,72	254	122,35	0,43
255	65,91	1,07	255	82,58	0,84	255	93,81	0,69	255	122,22	0,41
256	65,85	1,0380	256	82,50	0,81	256	93,72	0,66	256	122,11	0,39
257	65,79	1,01	257	82,42	0,79	257	93,63	0,63	257	121,99	0,36
258	65,72	0,98	258	82,34	0,76	258	93,54	0,61	258	121,86	0,35
259	65,66	0,95	259	82,26	0,73	259	93,44	0,58	259	121,74	0,33
260	65,60	0,9280	260	82,18	0,70	260	93,35	0,56	260	121,62	0,31
261	65,53	0,90	261	82,10	0,68	261	93,26	0,54	261	121,50	0,30
262	65,47	0,88	262	82,02	0,66	262	93,17	0,52	262	121,38	0,28
263	65,40	0,85	263	81,94	0,64	263	93,08	0,50	263	121,26	0,27
264	65,34	0,83	264	81,86	0,61	264	92,99	0,48	264	121,14	0,25
265	65,28	0,81	265	81,78	0,59	265	92,89	0,46	265	121,02	0,24
266	65,21	0,78	266	81,70	0,57	266	92,80	0,44	266	120,90	0,23
267	65,15	0,77	267	81,62	0,55	267	92,72	0,43	267	120,78	0,22
268	65,08	0,74	268	81,54	0,53	268	92,62	0,41	268	120,66	0,21
269	65,02	0,72	269	81,46	0,52	269	92,53	0,39	269	120,54	0,20
270	64,96	0,70	270	81,38	0,50	270	92,44	0,38	270	120,42	0,19
271	64,89	0,68	271	81,30	0,48	271	92,34	0,36	271	120,30	0,18
272	64,83	0,66	272	81,22	0,46	272	92,25	0,35	272	120,18	0,17
273	64,77	0,65	273	81,14	0,45	273	92,16	0,34	273	120,06	0,16
274	64,70	0,63	274	81,05	0,43	274	92,07	0,32	274	119,94	0,15
275	64,64	0,61	275	80,97	0,42	275	91,98	0,31	275	119,82	0,14
276	64,57	0,60	276	80,90	0,40	276	91,89	0,30	276	119,70	0,14
277	64,51	0,60	277	80,82	0,39	277	91,80	0,29	277	119,58	0,13
278	64,45	0,56	278	80,74	0,38	278	91,71	0,28	278	119,47	0,12
279	64,39	0,55	279	80,66	0,36	279	91,61	0,26	279	119,35	0,12
280	64,32	0,53	280	80,58	0,35	280	91,52	0,25	280	119,22	0,11
281	64,26	0,52	281	80,49	0,34	281	91,43	0,24	281	119,10	0,10
282	64,20	0,50	282	80,42	0,33	282	91,34	0,24	282	118,99	0,10
283	64,13	0,49	283	80,34	0,32	283	91,25	0,23	283	118,87	0,09
284	64,07	0,48	284	80,26	0,31	284	91,16	0,22	284	118,75	0,09
285	64,01	0,46	285	80,18	0,30	285	91,0705	0,21	285	118,64	0,08
286	63,94	0,45	286	80,10	0,29	286	90,98	0,2012	286	118,52	0,08
287	63,88	0,44	287	80,02	0,27	287	90,89	0,20	287	118,40	0,08
288	63,82	0,43	288	79,94	0,27	288	90,80	0,19	288	118,28	0,07

Annexe VII.2: Estimation par rapport à l'équivalent habitant déterminé dans la présente thèse (c.à.d. **117,08 gDCO/EH/j** et **138,75 gDCO/EH/j**, respectivement pour le Burundi et la Belgique) des fractions soluble, particulaire globale et décantable ainsi que les fractions décantables ou non de DBO₅, MES et MVS.

Les données disponibles:

- ✓ DCObrute d'un équivalent habitant (**117,08 gDCO/EH/j** et **138,75 gDCO/EH/j**, respectivement pour le Burundi et la Belgique);
- ✓ Ratios entre certains paramètres mesurés sur les effluents d'entrée d'une fosse septique en Belgique (voir Tableau VII.6 du chapitre VII).
- ✓ Les concentration par rapport à certains paramètres mesurées sur les effluents de sortie de la même fosse septique en Belgique (voir Tableau VII.5 du chapitre VII).

1° DCO_{soluble} & DCO_{particulaire} (globale).

Les charges polluantes des DCO_{soluble} & DCO_{particulaire (globale)} ont été calculées à partir de la DCO_{brute} en appliquant respectivement les ratios « DCO_{soluble}/DCO_{brute} » = 0,4 et « DCO_{particulaire}/DCO_{brute} » = 0,60. Prenant ce dernier ratio à titre d'exemple par rapport à l'interprétation (la méthodologie d'interprétation étant aussi valable pour les autres ratios), 1 g de DCO_{brute} contient 0,60 g DCO_{particulaire}, ce qui implique que la connaissance de DCO_{brute} et de la valeur du ratio (0,60) permet de trouver l'autre paramètre (DCO_{particulaire}).

Les concentrations pour ces paramètres (et d'ailleurs pour les autres) ont été estimées en considérant les charges polluantes et le volume de rejet d'eaux usées par équivalent habitant (180 l.EH⁻¹.j⁻¹ et 100 l.EH⁻¹.j⁻¹; pour respectivement le Burundi et la Belgique).

2° MES (globales) et MVS (globales)

Les charges polluantes des MES (globales) et MVS (globales) ont été déterminées à partir de la DCO_{particulaire (globale)} (calculée au point 1°) en appliquant respectivement les ratios « DCO_{particulaire}/MES » = 1,13 et « DCO_{particulaire}/MVS » = 1,41.

3° DBO₅ particulaire (globale)

La charge polluante de ce paramètre correspond à une moyenne déterminée sur base des ratios « DBO₅ particulaire/DCO_{particulaire} » = 0,46; « DBO₅ particulaire/MES » = 0,52 et « DBO₅ particulaire/MVS » = 0,64, caractéristiques des effluents d'entrée des FS.

4° DBO₅ brute & DBO₅ soluble

Les charges polluantes de ces paramètres ont été respectivement déterminées sur base des ratios « DBO₅ particulaire/DBO₅ brute » = 0,59 et « DBO₅ soluble/DBO₅ brute » = 0,41.

5° Fraction décantable des MES

L'effluent de sortie de la FS (échantillonnage réalisé en Belgique) a montré une concentration en MES $\text{moyen} = 73 \text{ mg MES/l}$ tandis que la valeur mise en évidence pour le Burundi est en moyenne 107 mg MES/l (voir Tableau III.5_a au Chapitre III). En considérant le volume de rejet d'eaux usées ($180 \text{ l.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $100 \text{ l.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$; pour respectivement le Burundi et la Belgique), la charge polluante des MES d'effluent de sortie des FS correspond à $13,14 \text{ g MES.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $10,70 \text{ g MES.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ respectivement pour la Belgique et le Burundi. Or, l'équivalent habitant par rapport à MES (globales) correspond à $73,67 \text{ g MES.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $62,17 \text{ g MES.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ respectivement pour la Belgique et le Burundi (cf le point 2°). Les MES décantables équivalent alors à la différence entre les MES globales et les MES d'effluent de sortie, soit $60,53 \text{ g MES.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $49,03 \text{ g MES.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ respectivement pour la Belgique et le Burundi.

6° Fraction décantable de la DCO_{particulaire}

L'effluent de sortie de la FS (échantillonnage réalisé en Belgique) a également montré une concentration en DCO_{particulaire} = $108 \text{ mg DCO}_{\text{part}}/\text{l}$, ce qui correspond à une charge polluante de $19,44 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ en Belgique. Au Burundi, il apparaît que ce paramètre est en moyenne $130,66 \text{ mg DCO}_{\text{part}}/\text{l}$ (voir Tableau III.5_a au Chapitre III), ce qui donne $13,066 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$. Et, comme pour la Belgique et le Burundi, l'équivalent habitant par rapport à DCO_{part.(globale)} correspond respectivement à $83,25 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $70,25 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ (cf point 1°), la DCO_{particulaire (décantable)} correspond à la différence entre la DCO_{part.(globale)} et la DCO_{part.} dans l'effluent de sortie, soit $63,81 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $57,18 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$, respectivement pour la Belgique et le Burundi.

7° Fraction décantable des MVS

L'effluent de sortie de la FS (échantillonnage réalisé en Belgique) a aussi montré une concentration en MVS $\text{moyen} = 53 \text{ mg MVS/l}$, ce qui correspond à une charge polluante de $9,54 \text{ g MVS.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$. Au Burundi, il apparaît que ce paramètre est en moyenne 79 mg MVS/l (voir Tableau III.5_a au Chapitre III), ce qui donne $7,9 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$. Et, sachant qu'en Belgique et au Burundi, l'équivalent habitant par rapport à MVS_(globales) correspond respectivement à $59,04 \text{ g MVS.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $49,82 \text{ g MVS.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ (cf point 2°), les MVS décantables équivalent à la différence entre les MVS_(globales) et les MVS dans l'effluent de sortie, soit $49,5 \text{ g MVS.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $41,92 \text{ g MVS.EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ respectivement pour la Belgique et le Burundi.

8° Fraction décantable de DBO_{5 part.}

L'effluent de sortie de la FS (échantillonnage réalisé en Belgique) a également montré une concentration en DBO_{5 part.} = $61 \text{ mg DBO}_{5 \text{ part.}}/\text{l}$, ce qui correspond à une charge polluante de $10,98 \text{ g DBO}_{5 \text{ part.}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$. Au Burundi, il apparaît que ce paramètre est en moyenne $81,3 \text{ mg DBO}_{5 \text{ part.}}/\text{l}$ (voir Tableau III.5_a au Chapitre III), ce qui donne $8,13 \text{ g DCO}_{\text{part}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$. Etant donné qu'en Belgique et au Burundi, la DBO_{5 part.(globale)} correspondante à un équivalent habitant est respectivement de $38,13 \text{ g DBO}_{5 \text{ part.}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ et $32,175 \text{ g DBO}_{5 \text{ part.}} \cdot \text{EH}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$, celle décantable équivaut à la différence entre la

DBO_{5part.}(globale) et la DBO_{5part.} de l'effluent de sortie, soit 27,15 g DBO_{5 part.}.EH⁻¹.j⁻¹ et 24,045 g DBO_{5 part.}.EH⁻¹.j⁻¹ respectivement pour la Belgique et le Burundi.

Annexe VII.3. Détails en rapport à la détermination des coefficients v_{ij} du modèle MFS/DDA

Processus (j₄): Production des AGV (exprimés en équivalent acétate) par X_{VFA} à partir du glucose au cas où la dégradation de cellulose est étudiée à part

- ✓ Détermination du coefficient v_{ij} correspondant à la formation des AGV lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Pour trouver ce coefficient $v_{ij(Ac)}$ correspondant à la formation des AGV, l'équation (Eq.VII.24) du chapitre VII a été exploitée.

En effet, lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé, 1 g DCO de nouvelles biomasses est

produit tandis qu'une application d'une fraction « C » sur la différence $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right)$ permet de

trouver la part de DCO qui revient aux AGV formés.

Cela signifie que l'exploitation de l'équation (Eq.VII.24) permet d'écrire cette expression suivante:

$$\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right) * C = DCO \text{ correspondante au } \frac{215}{3369,66} \text{ mole d'acétate formé}$$

La fraction « C » a été obtenue après simplification et correspond à 0,667. Ainsi, lorsqu'on exprime ce

coefficient $v_{ij(Ac)}$ en fonction du taux de conversion cellulaire, il équivaut à $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right) * 0,667$

- ✓ Détermination du coefficient v_{ij} correspondant à la formation d'hydrogène lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

Pour trouver ce coefficient $v_{ij(H_2)}$ correspondant à la formation d'hydrogène, l'équation (Eq.VII.24) du chapitre VII a également été exploitée. Par ailleurs, lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses, une application d'une fraction « D » sur la

différence $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right)$ permet de trouver la part de DCO qui revient à l'hydrogène formé .

Cela signifie que l'exploitation de l'équation (Eq.VII.24) permet d'écrire cette expression suivante:

$$\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right) * D = DCO \text{ correspondante au } \frac{430}{3369,66} \text{ mole d'hydrogène formé}$$

La fraction « D » a été obtenue après simplification et correspond à 0,333. Par conséquent, ce

coefficient $\nu_{ij(h2)}$ correspond à $\left(\frac{1}{Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}} - 1 \right) * 0,333$.

- ✓ Recherche du coefficient ν_{ij} correspondant à la consommation d'azote inorganique ($N-NH_4^+$) lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

N'ayant pas de réponse au test DCO, l' $N_{Inorganique}$ n'est pas exprimé en DCO mais plutôt en mole d' $N_{Inorganique}$ par mole de glucose dégradé. A cet effet, l'équation (Eq.VII.24) du chapitre VII montre

que $\frac{1}{160,46}$ mole d'azote ammoniacal ($N_{Inorganique}$) est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat

glucose est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela signifie que lorsque cette

quantité d' $N_{Inorganique}$ est exprimée en fonction de $Y_{m;gluc.}^m$, l'expression: $k * \left(\frac{1}{Y_{m;gluc.}^m} \right) = \frac{1}{160,46}$ permet

de déterminer ce coefficient $\nu_{ij(N-NH_4^+)}$. Et comme dans ce processus, l'azote ammoniacal ($N_{inorganique}$) est consommé, k équivaut à 0,001. Ainsi, ce coefficient $\nu_{ij(N-NH_4^+)}$ doit porter un signe négatif et

correspond à $-\frac{0,001}{Y_{m;gluc.}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la consommation d'alcalinité (exprimée en équivalent bicarbonate) lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses X_{VFA} .

N'ayant pas également de réponse au test DCO, le HCO_3^- n'est pas exprimé en DCO mais plutôt en mole de HCO_3^- par mole de glucose dégradé. A cet effet, la même équation (Eq.VII.24) du chapitre

VII montre que $\frac{1}{160,46}$ mole de HCO_3^- est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est

dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela signifie que lorsque cette quantité de

HCO_3^- est exprimée en fonction de $Y_{m;gluc.}^m$, l'expression: $w * \left(\frac{1}{Y_{m;gluc.}^m} \right) = \frac{1}{160,46}$ permet de déterminer

ce coefficient $\nu_{ij(HCO_3^-)}$. Et comme dans ce processus, le HCO_3^- est consommé, w équivaut à 0,001. Par

conséquent, ce coefficient $\nu_{ij(HCO_3^-)}$ doit porter un signe négatif et correspond à $-\frac{0,001}{Y_{m;gluc.}^m}$.

- ✓ Recherche du coefficient ν_{ij} correspondant à la formation de dioxyde de carbone ($C_{Inorganique}$) lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses acétogènes (X_{VFA}).

N'ayant pas également de réponse au test DCO, le CO_2 n'est pas exprimé en DCO mais plutôt en mole de CO_2 par mole de glucose dégradé. L'équation (Eq.VII.24) du chapitre VII a également servi de base pour la détermination de ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$. La même approche vue au cas de processus (j_3) a aussi été utilisée pendant ce processus. Et comme d'après l'équation (Eq.VII.24), $\frac{236}{3369,66}$ mole de CO_2 est formée lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles

biomasses, cette quantité de dioxyde de carbone peut aussi être exprimée en fonction de $Y_{m;gluc.}^m$. De

cela, l'expression: $m^* \left(\frac{1}{Y_{m;gluc.}^m} \right) = \frac{236}{3369,66}$ permet de déterminer ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$. Le m

équivalent à 0,0118 et ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$ correspond à $\frac{0,0118}{Y_{m;gluc.}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la consommation d'eau lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé par les biomasses acétogènes (X_{VFA}).

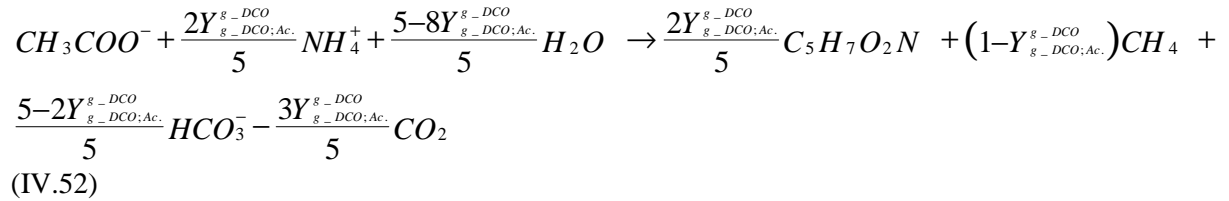
Partant toujours de l'équation (Eq.VII.24) du chapitre VII, cette étude a constaté que $\frac{131}{3369,66}$ mole d'eau est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;gluc.}^{g_DCO}$ de substrat glucose est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cette quantité d'eau peut également être exprimée en

fonction de $Y_{m;gluc.}^m$ et l'expression: $x^* \left(\frac{1}{Y_{m;gluc.}^m} \right) = \frac{131}{3369,66}$ permet de trouver ce coefficient $\nu_{ij(H_2O)}$.

Dans le présent processus, l'eau est consommé et x équivaut à 0,0065. Par conséquent, ce coefficient $\nu_{ij(H_2O)}$ doit porter un signe négatif et correspond à $-\frac{0,0065}{Y_{m;gluc.}^m}$.

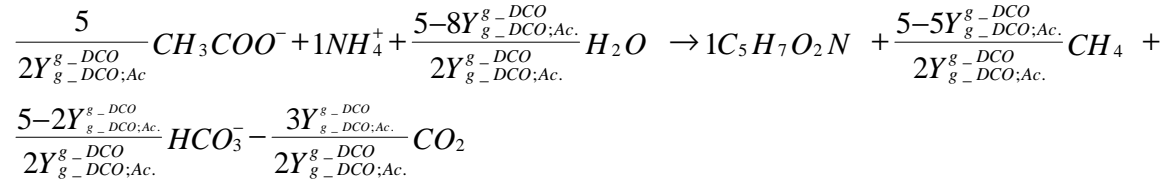
Processus (j₅): Consommation des AGV (en équivalent acétate) par les biomasses méthanogènes (X_{me.ac})

Ce processus est gouverné par le modèle stœchiométrique traduit par l'équation (Eq.IV.52 mise en évidence au chapitre IV) et qui est toutefois reprise ci-dessous.

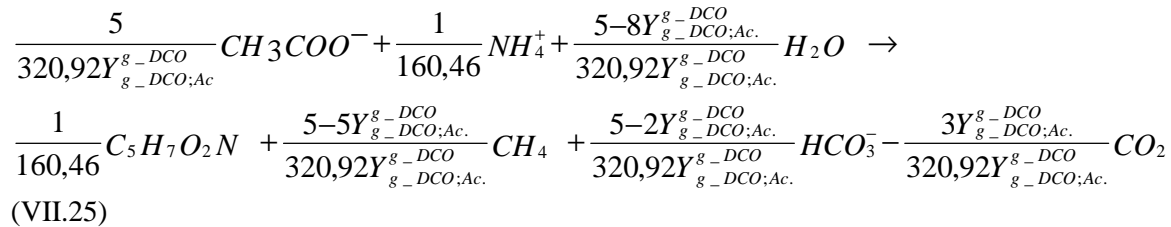


Le $Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ étant le taux de conversion du substrat acétate en nouvelles biomasses méthanogènes acétoclastes (soit $Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO} = 0,05$), (Batstone *et al.*, 2002).

En divisant par le coefficient affecté à la biomasse (C₅H₇O₂N) par rapport à tous les termes de l'équation, on obtient une nouvelle équation suivante:



Cette équation peut également s'écrire sous forme de l'équation (Eq.VII.25) ci-dessous lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 gDCO de nouvelles biomasses bactériennes.



Ce taux de conversion ($Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO} = 0,05$) a alors été noté dans la matrice de notre modèle MFS/DDA.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au HCO_3^- lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé par les biomasses méthanogènes (X_{me.ac}.)

L'équation (Eq.VII.25) mise en évidence au chapitre VII.7 a servi de base pour la détermination de ce coefficient lors de ce processus. De cette équation (Eq.VII.25), on constate que $\frac{4,9}{16,046}$ mole de

HCO_3^- est formée lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ de substrat acétate est dégradé pour produire 1 g DCO de

nouvelles biomasses. Cela veut dire que cette quantité de HCO_3^- peut aussi être exprimée en fonction de $Y_{m;Ac.}^m$ et l'expression: $w^* \left(\frac{1}{Y_{m;Ac.}^m} \right) = \frac{4,9}{16,046}$ permet de trouver ce coefficient $\nu_{ij(\text{HCO}_3^-)}$. Et, comme le HCO_3^- est produit durant ce processus, w est égal à 0,0061 et finalement ce coefficient $\nu_{ij(\text{HCO}_3^-)}$ équivaut à $\frac{0,0061}{Y_{m;Ac.}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au CO_2 lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé par les biomasses méthanogènes ($\mathbf{X}_{me_ac.}$)

L'équation (Eq.VII.25) a également servi de base pour la détermination de ce coefficient lors de ce processus. De cette équation, on constate que $\frac{0,15}{16,046}$ mole de CO_2 est formée lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ de substrat acétate est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela veut dire que cette quantité de CO_2 peut aussi être exprimée en fonction de $Y_{m;Ac.}^m$ et l'expression:

$$m^* \left(\frac{1}{Y_{m;Ac.}^m} \right) = \frac{0,15}{16,046} \text{ permet de trouver ce coefficient } \nu_{ij(\text{CO}_2). \text{ Et, comme dans l'équation (Eq.VII.25)}$$

le CO_2 se trouve au premier membre, m équivaut à -0,0002 et finalement ce coefficient $\nu_{ij(\text{CO}_2)}$ correspond à $-\frac{0,0002}{Y_{m;Ac.}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à l'azote ammoniacal lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé par les biomasses méthanogènes ($\mathbf{X}_{me_ac.}$)

En analysant toujours l'équation (Eq.VII.25), on remarque que $\frac{1}{160,46}$ mole d'azote ammoniacal ($\text{N}_{\text{Inorganique}}$) est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela signifie que lorsque cette quantité d'azote ammoniacal est exprimée en

$$\text{fonction de } Y_{m;Ac.}^m, \text{ l'expression: } k^* \left(\frac{1}{Y_{m;Ac.}^m} \right) = \frac{1}{160,46} \text{ permet de déterminer ce coefficient } \nu_{ij(\text{N-NH}_4^+).$$

Et comme dans ce processus, l'azote ammoniacal ($\text{N}_{\text{inorganique}}$) est consommé, k équivaut à 0,00012 et finalement ce coefficient $\nu_{ij(\text{N-NH}_4^+)}$ doit porter un signe négatif et correspond à $-\frac{0,00012}{Y_{m;Ac.}^m}$.

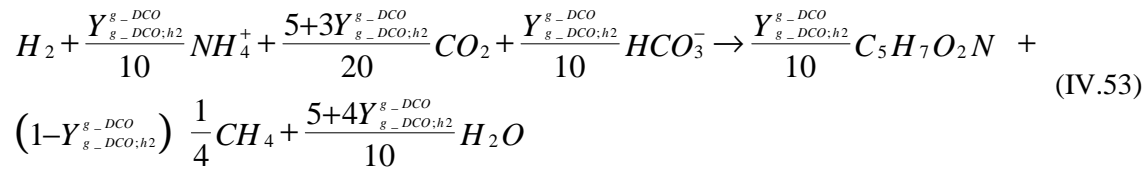
- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à la consommation d'eau lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé par les biomasses méthanogènes ($\mathbf{X}_{me_ac.}$)

Partant toujours de l'équation (Eq.VII.25), cette étude a constaté que $\frac{4,6}{16,046}$ mole d'eau est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;Ac.}^{g_DCO}$ du substrat acétate est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cette quantité d'eau peut également être exprimée en fonction de $Y_{m;Ac.}^m$ et l'expression:

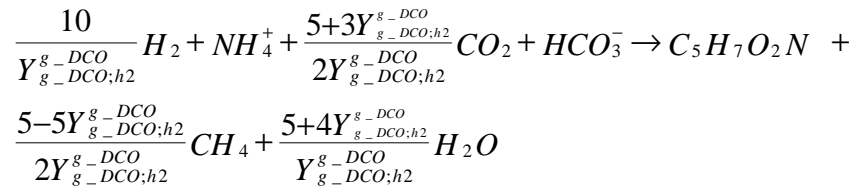
$x^* \left(\frac{1}{Y_{m;Ac.}^m} \right) = \frac{4,6}{16,046}$ permet de trouver ce coefficient $\nu_{ij(H_2O)}$. Dans cette équation (Eq.VII.25), l'eau est consommée et x équivaut à 0,0057. Par conséquent, ce coefficient $\nu_{ij(H_2O)}$ doit porter un signe négatif et correspond à $-\frac{0,0057}{Y_{m;Ac.}^m}$.

Processus (j₆): Consommation de l'H₂ par les biomasses méthanogènes (X_{me_h2})

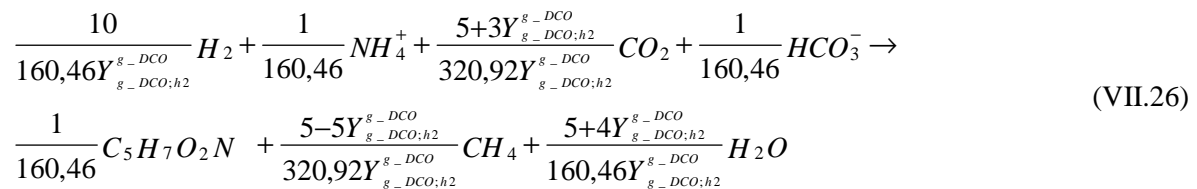
Ce processus est gouverné par le modèle stœchiométrique traduit par l'équation (Eq.IV.53 mise en évidence au chapitre IV) qui est toutefois reprise ci-dessous.



En divisant par le coefficient affecté à la biomasse (C₅H₇O₂N) par rapport à tous les termes de cette équation, on obtient une nouvelle équation suivante:



Cette équation peut également s'écrire sous forme de l'équation (Eq. VII.26) ci-dessous lorsqu'on favorise la production d'un équivalent de 1 gDCO de nouvelles biomasses bactériennes.



Le $Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ désigne le taux de rendement cellulaire pendant ce processus impliquant l'activité des biomasses méthanogènes hydrogénophiles. Lorsque ce taux de conversion est exprimé en g_{DCO}/g_{DCO}, $Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ équivaut à 0,06 (Batstone *et al.*, 2002). Lorsqu'il est exprimé en mole/mole, $Y_{m;h2}^m = 0,006$. Ces valeurs ont donc été repris dans notre modèle MFS/DDA.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au $N-NH_4^+$ lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ est dégradé par les biomasses méthanogènes (X_{me_h2})

En analysant toujours l'équation (Eq.VII.26) du chapitre VII, on constate que $\frac{1}{160,46}$ mole d'azote ammoniacal ($N_{inorganique}$) est consommée lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ de substrat hydrogène est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela signifie que lorsque cette quantité d'azote ammoniacal est exprimée en fonction de $Y_{m;h2}^m$, l'expression: $k^* \left(\frac{1}{Y_{m;h2}^m} \right) = \frac{1}{160,46}$ permet de déterminer ce coefficient $\nu_{ij(N-NH_4^+)}$. Et comme dans ce processus, l'azote ammoniacal ($N_{inorganique}$) est consommé, k équivaut à 0,00004. Par conséquent, ce coefficient $\nu_{ij(N-NH_4^+)}$ porte le signe négatif et équivaut à $-\frac{0,00004}{Y_{m;h2}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au CO_2 lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ est dégradé par les biomasses méthanogènes (X_{me_h2})

L'équation (Eq.VII.26) a également servi de base pour la détermination de ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$ pendant ce processus. De cette équation, on constate que $\frac{5,18}{19,2552}$ mole de CO_2 est formée lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ de substrat hydrogène est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela veut dire que cette quantité de CO_2 peut aussi être exprimée en fonction de $Y_{m;h2}^m$ et l'expression: $m^* \left(\frac{1}{Y_{m;h2}^m} \right) = \frac{5,18}{19,2552}$ permet de trouver ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$. Et, comme le CO_2 est consommé durant ce processus, m est égal à 0,0016. Par conséquent, ce coefficient $\nu_{ij(CO_2)}$ porte le signe négatif et correspond à $-\frac{0,0016}{Y_{m;h2}^m}$.

- ✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant au HCO_3^- lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ est dégradé par les biomasses méthanogènes (X_{me_h2})

L'équation (Eq.VII.26) a toujours servi de base pour la détermination de ce coefficient $\nu_{ij(HCO_3^-)}$ pendant ce processus. De cette équation, on remarque que $\frac{1}{160,46}$ mole de HCO_3^- est formée lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ de substrat hydrogène est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses. Cela veut dire que cette quantité de HCO_3^- peut aussi être exprimée en fonction de $Y_{m;h2}^m$ et l'expression:

$w^* \left(\frac{1}{Y_{m;h2}^m} \right) = \frac{1}{160,46}$ permet de trouver ce coefficient $\nu_{ij(\text{HCO}_3^-)}$. Et, comme le HCO_3^- est consommé durant ce processus, w est égal à 0,00004. Ainsi, ce coefficient $\nu_{ij(\text{HCO}_3^-)}$ porte le signe négatif et correspond à $-\frac{0,00004}{Y_{m;h2}^m}$.

✓ Détermination du coefficient ν_{ij} correspondant à H_2O lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ est dégradé par les biomasses méthanogènes (\mathbf{X}_{me_h2})

Partant toujours de l'équation (Eq.VII.26), nous remarquons que $\frac{5,24}{9,6276}$ mole d'eau est consommée

lorsque $1/Y_{g_DCO;h2}^{g_DCO}$ du substrat hydrogène est dégradé pour produire 1 g DCO de nouvelles biomasses.

Cette quantité d'eau peut également être exprimée en fonction de $Y_{m;h2}^m$ et l'expression:

$x^* \left(\frac{1}{Y_{m;h2}^m} \right) = \frac{5,24}{9,6276}$ permet de trouver ce coefficient $\nu_{ij(\text{H}_2\text{O})}$. Dans cette équation (Eq.VII.26), l'eau

est produite et x équivaut à 0,0033. Ainsi, ce coefficient $\nu_{ij(\text{H}_2\text{O})}$ équivaut à $\frac{0,0033}{Y_{m;h2}^m}$.

Annexe VII.4: Répartitions de la DCO des eaux usées domestiques (cas du Burundi) suivant les paramètres de notre modèle MFS/DDA.

La DCO totale est répartie en deux grandes fractions: fraction soluble (\mathbf{S}_{sc} , \mathbf{S}_{Ac} , \mathbf{S}_{h2} , \mathbf{S}_{CH4} , \mathbf{S}_i) et fraction particulaire (\mathbf{X}_{sc} décantable, \mathbf{X}_{sc} non décantable, \mathbf{X}_i , \mathbf{X}_{VFA} et \mathbf{X}_{me}). Les symboles de ces fractions sont expliqués en bas de la Figure VII.8 du Chapitre VII. Les caractéristiques d'un équivalent habitant selon notre nouvelle approche (Tableau VII.7 du Chapitre VII) nous ont servi de support de base. Dans ce Tableau VII.7, la fraction globale de la DCO soluble du substrat combiné vaut **468,3 mg DCO/l**. La part qui revient à la DCO soluble biodégradable (\mathbf{S}_{sc}) représente 90% de la fraction globale. Ainsi, $\mathbf{S}_{sc} = (468,3 \text{ mg DCO/l} * 90) / 100 = 421,47 \text{ mg DCO/l}$. Avant que ces eaux usées domestiques n'entrent dans un dispositif qui les traitent, les fractions \mathbf{S}_{Ac} , \mathbf{S}_{CH4} et \mathbf{S}_{h2} sont supposées être absentes mais on les attribue arbitrairement les valeurs : **1mg DCO/l (respectivement pour \mathbf{S}_{Ac} et \mathbf{S}_{CH4}) et 0 mg DCO/l (pour \mathbf{S}_{h2})**.

La fraction de la DCO soluble inerte est obtenue par le bilan réalisé sur l'ensemble de tout ce qui est soluble. Ainsi, $\mathbf{S}_i = \text{fraction globale de la DCO soluble} - (\mathbf{S}_{sc} + \mathbf{S}_{Ac} + \mathbf{S}_{CH4} + \mathbf{S}_{h2}) = 44,83 \text{ mg DCO/l}$.

Nous considérons que la fraction globale de la DCO particulaire qui est égale à 702,5 mg DCO/l est constituée de la DCO décantable et de la DCO non décantable. La DCO particulaire non décantable ($X_{sc \text{ non décantable}}$) étant égale à **130,7 mg DCO/l**, on déduit que les autres fractions particulières ($X_{sc \text{ décantable}}$, X_i , X_{VFA} et X_{me}) se partagent 571,8 mg DCO/l. En analysant le bilan DCO de la stœchiométrie du substrat combiné lorsqu'il se dégrade complètement jusqu'au stade biogaz (Eq.IV.65 du Chapitre IV), il apparaît que X_{me} représente 9,3% de la DCO globale décantable et biodégradable (soit 90% de la somme $DCO_{soluble}$ et $DCO_{part.décantable}$). Ainsi $X_{me} = ((468,3+571,8)*90%)*9,3\% = \mathbf{87,05 \text{ mg DCO/l}}$. Selon la littérature (Paing, 2001; Rouez, 2008), l'activité des biomasses méthanogènes acétoclastes (X_{meAc}) représente 72% de l'activité totale des méthanogènes dans leur ensemble et les méthanogènes hydrogénophiles (X_{meH2}) représentent 28% de l'activité totale des méthanogènes. De cela, on déduit que $X_{meAc} = (X_{me} * 72)/100 = \mathbf{62,676 \text{ mg DCO/l}}$ et $X_{meH2} = (X_{me} * 28)/100 = \mathbf{24,374 \text{ mg DCO/l}}$.

On suppose que les biomasses acétogènes et méthanogènes sont dans les proportions 50%-50%, ce qui nous pousse à considérer $X_{VFA} = \mathbf{87,05 \text{ mg DCO/l}}$.

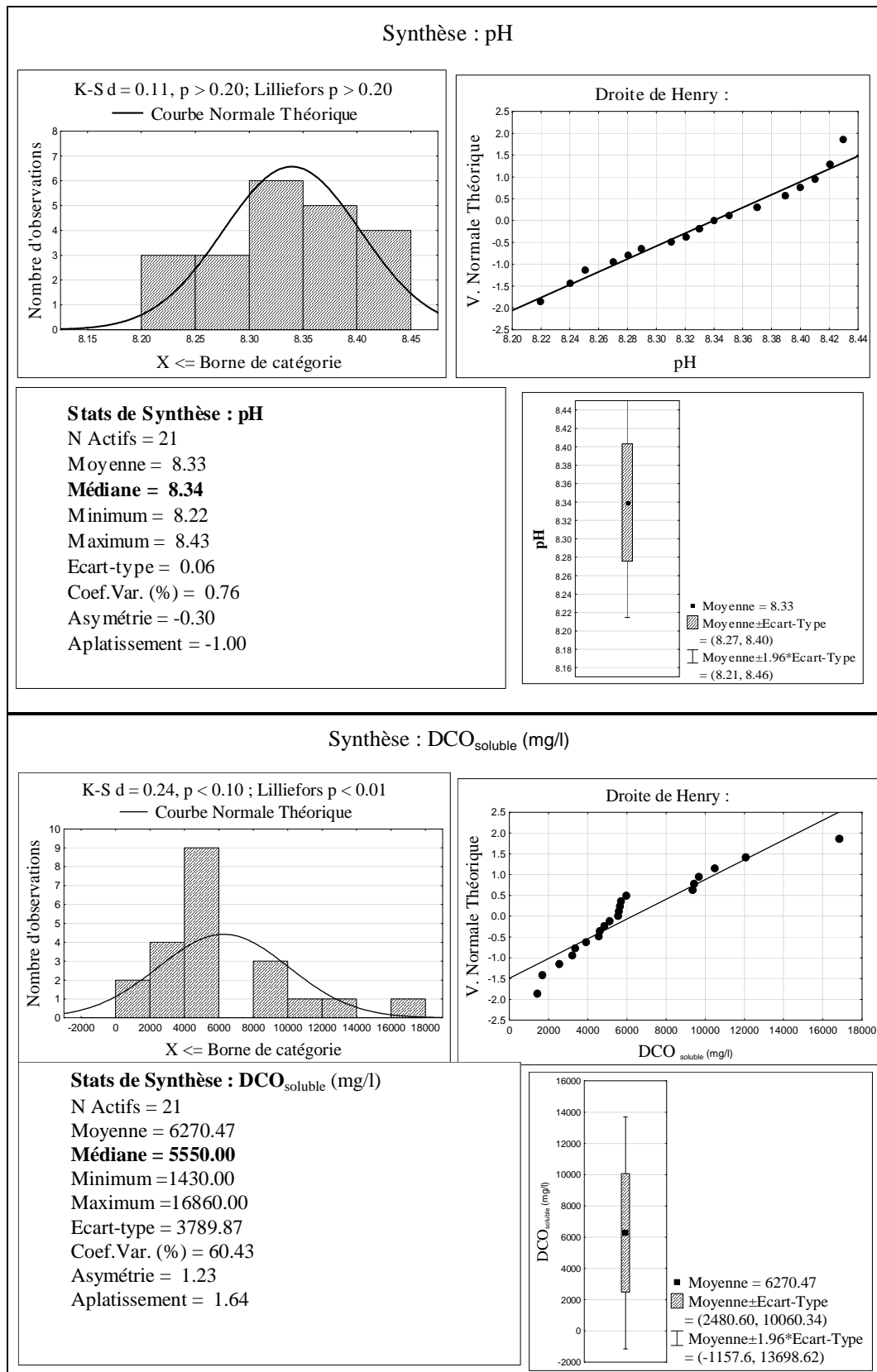
La somme $X_{sc \text{ décantable}} + X_i$ se déduit par bilan de manière suivante:

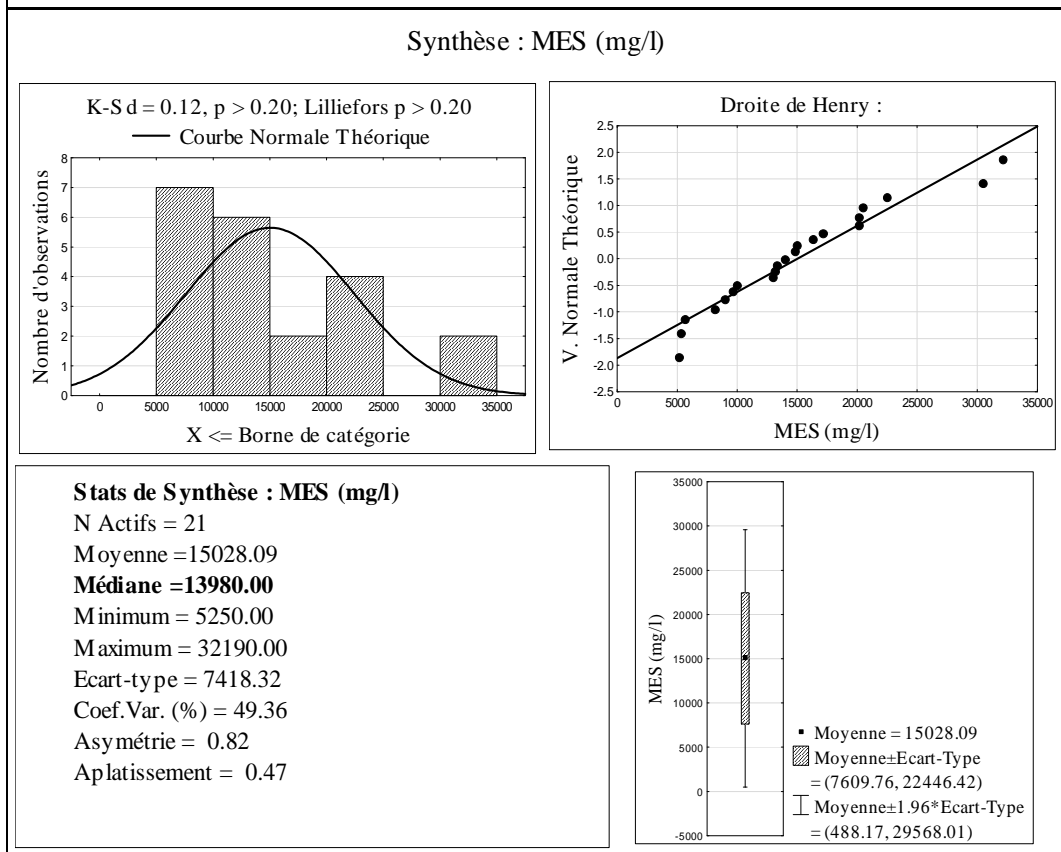
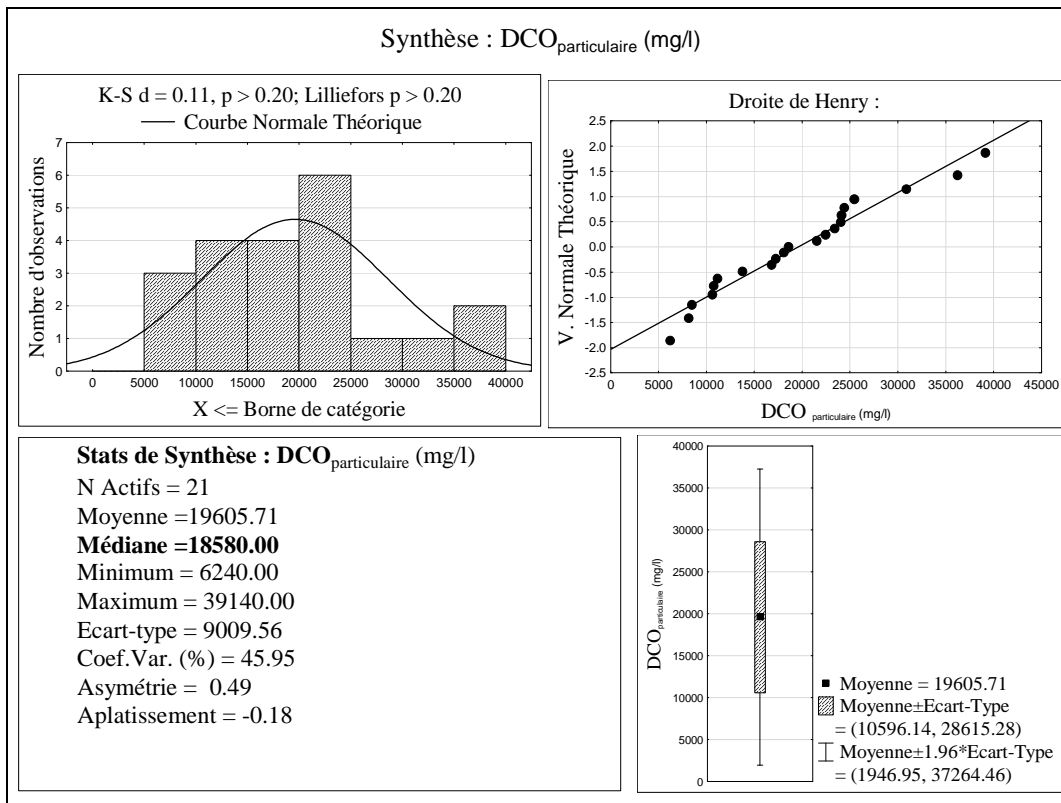
$X_{sc \text{ décantable}} + X_i = \text{fraction globale particulaire de la DCO décantable} - (X_{me} + X_{VFA}) = 397,69 \text{ mg DCO/l}$.

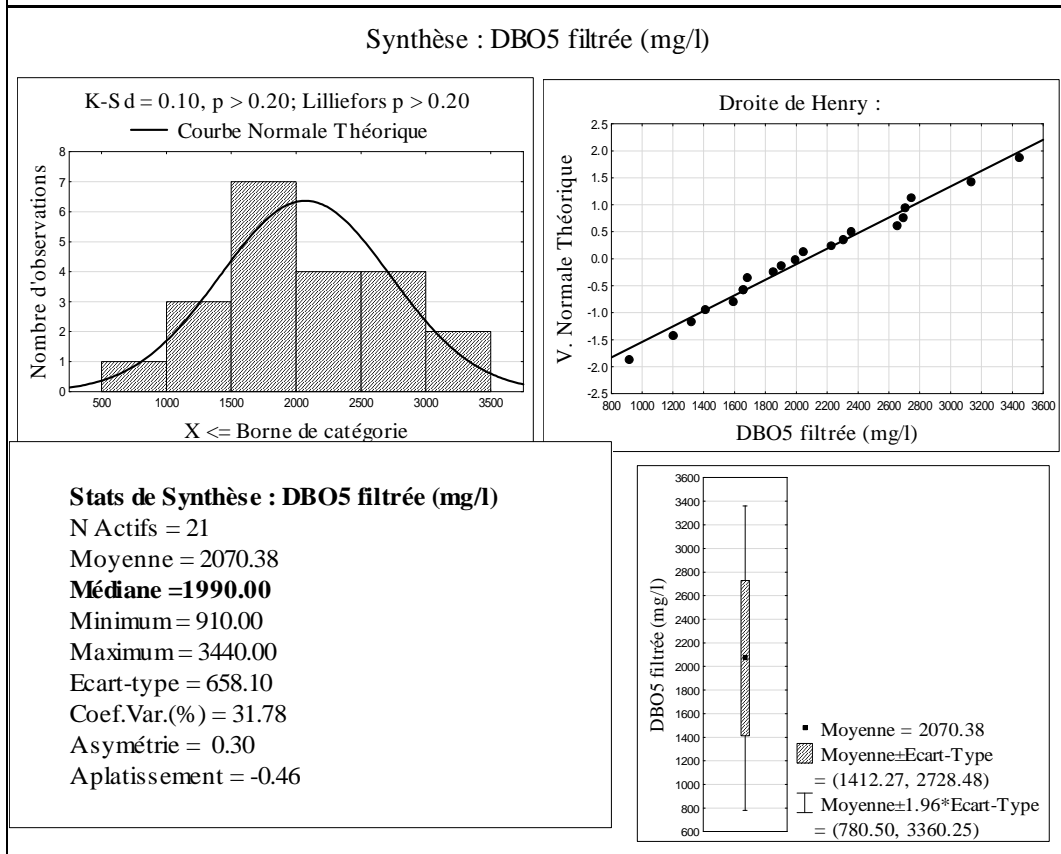
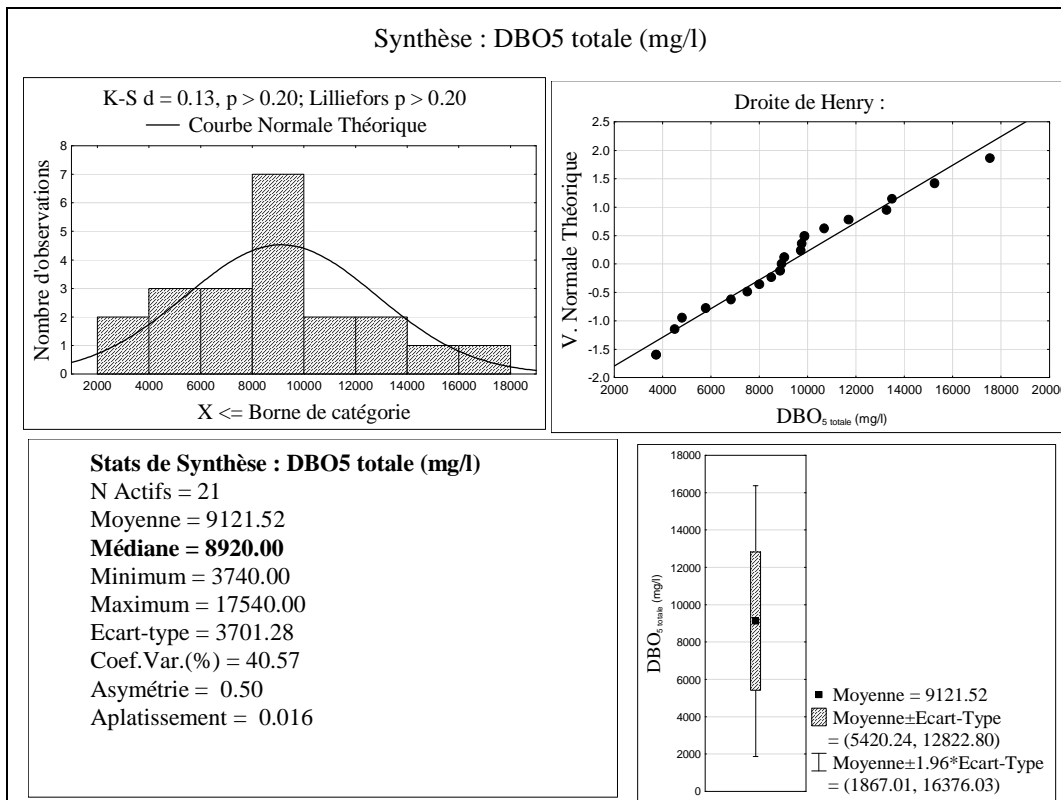
Dans cette nouvelle fraction, nous considérons que $X_{sc \text{ décantable}}$ représente 90% du total tandis que X_i représente 10% du même total. D'où $X_{sc \text{ décantable}} = 397,69 \text{ mg DCO/l} * 90\% = \mathbf{357,921 \text{ mg DCO/l}}$ tandis que $X_i = 397,69 \text{ mg DCO/l} * 10\% = \mathbf{39,769 \text{ mg DCO/l}}$.

Annexes en rapport avec le Chapitre VIII

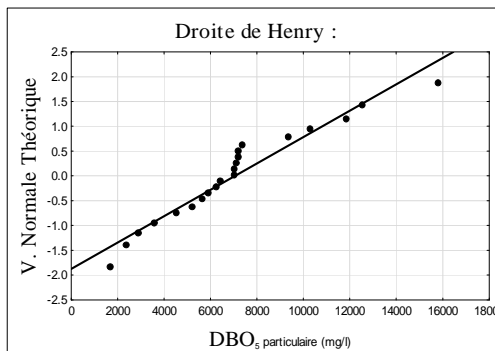
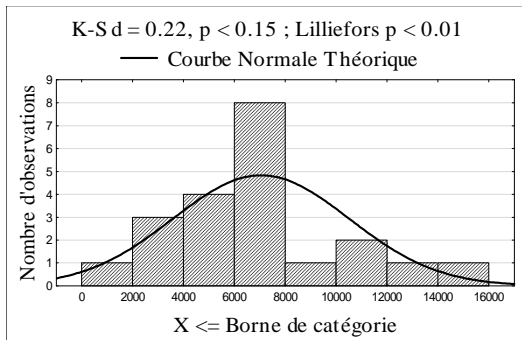
Annexe VIII.1: Distributions des paramètres mesurés sur les échantillons des boues de vidange des fosses septiques





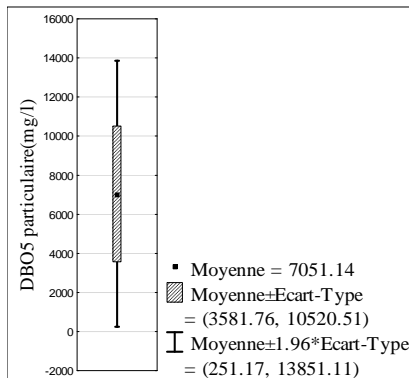


Synthèse : DBO5 particulaire(mg/l)

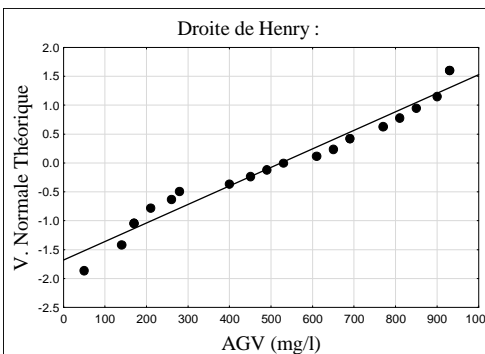
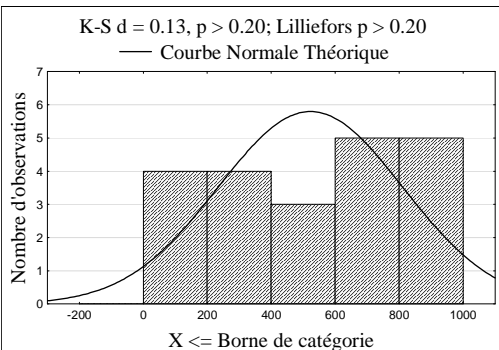


Stats de Synthèse : DBO5 particulaire(mg/l)

N Actifs = 21
 Moyenne = 7051.14
Médiane = 7030.00
 Minimum = 1750.00
 Maximum = 15880.00
 Ecart-type = 3469.37
 Coef.Var. (%) = 49.20
 Asymétrie = 0.83
 Aplatissement = 0.90

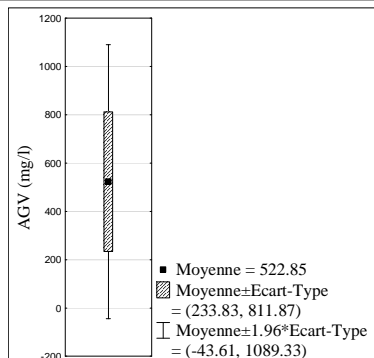


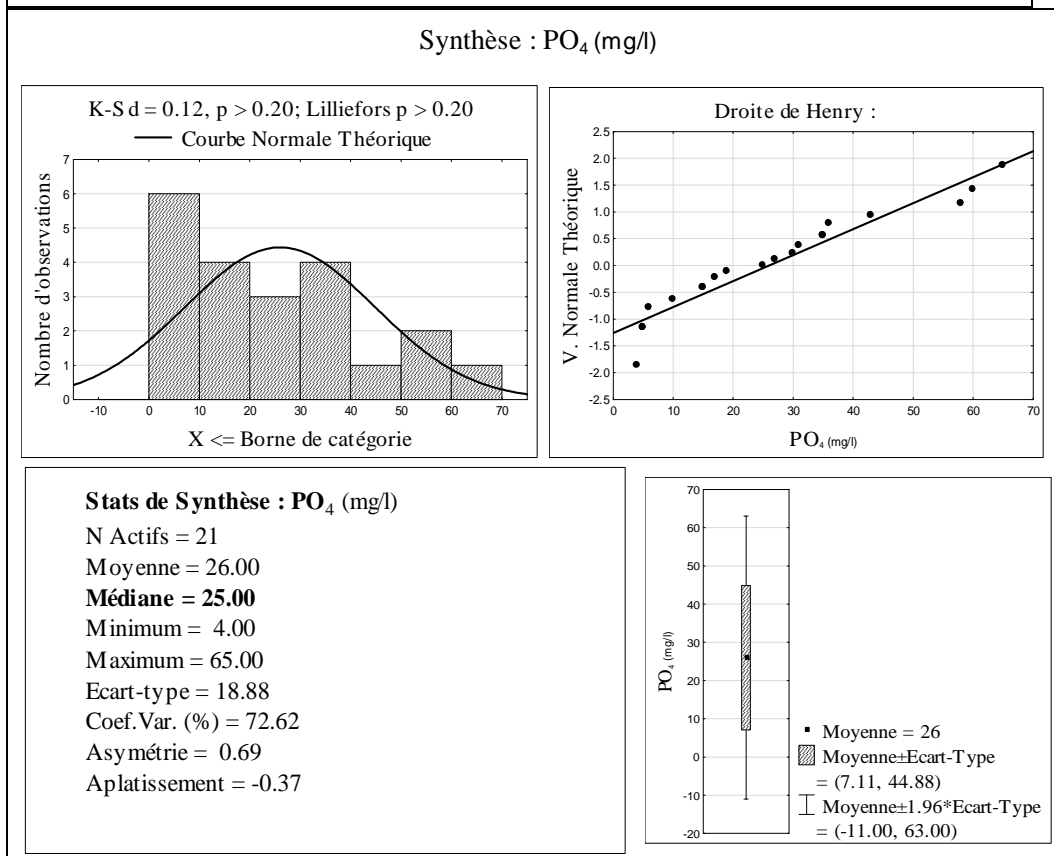
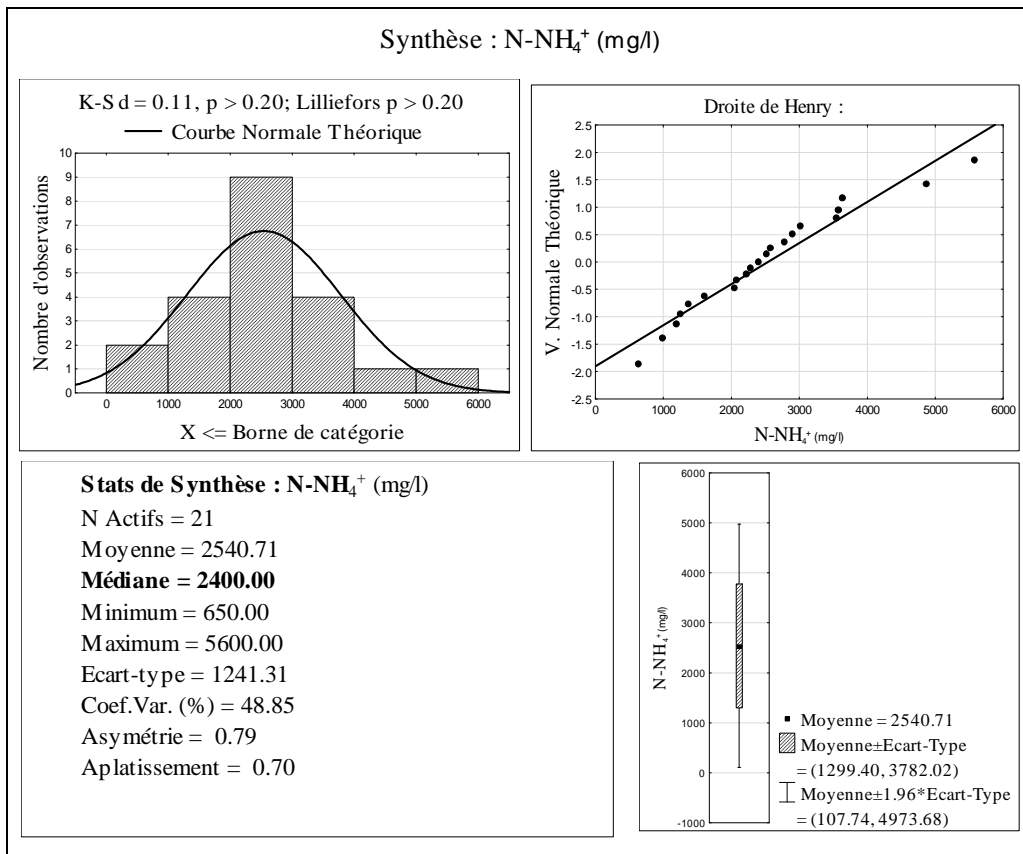
Synthèse : AGV (mg/l)



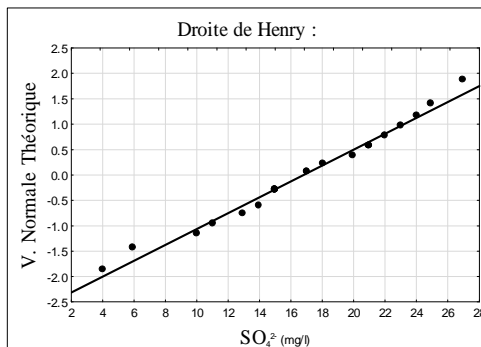
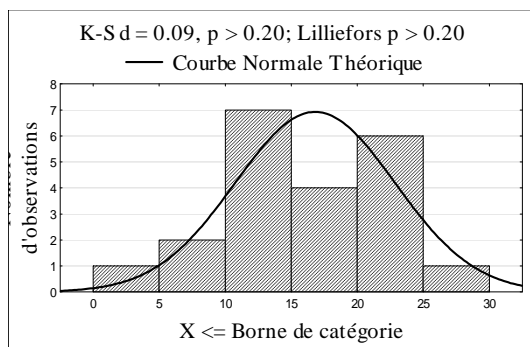
Stats de Synthèse : AGV (mg/l)

N Actifs = 21
 Moyenne = 522.85
Médiane = 530.00
 Minimum = 50.00
 Maximum = 930.00
 Ecart-type = 289.01
 Coef.Var. (%) = 55.27
 Asymétrie = -0.09
 Aplatissement = -1.38

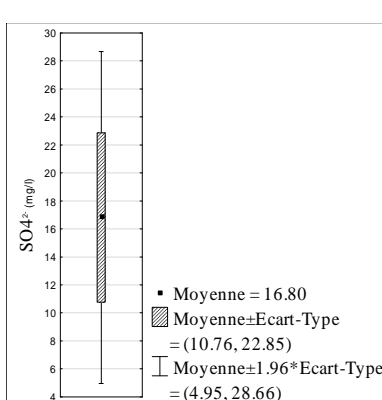




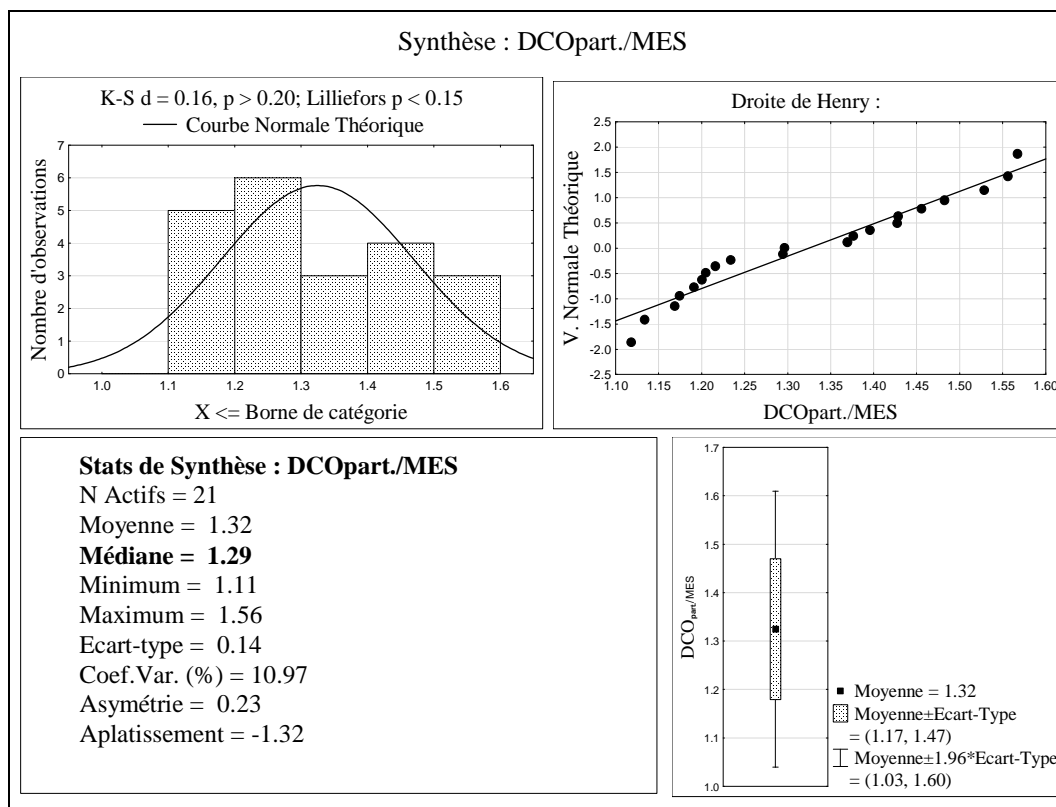
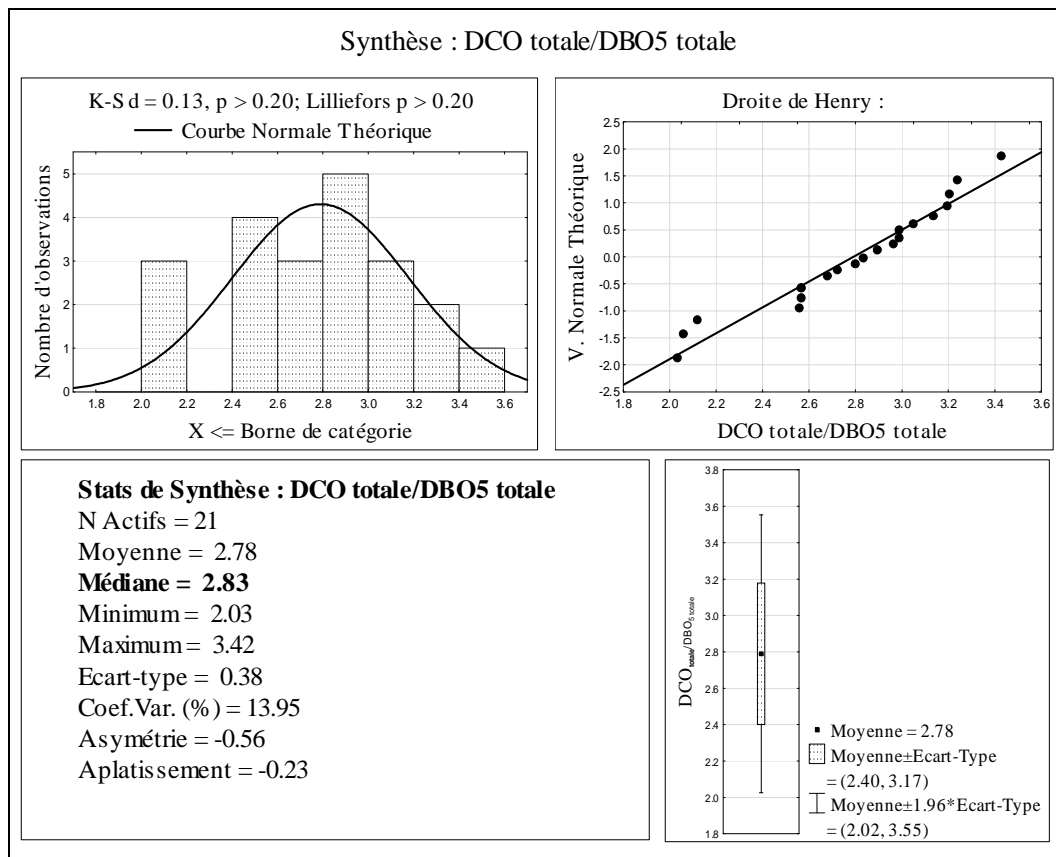
Synthèse : SO_4^{2-} (mg/l)



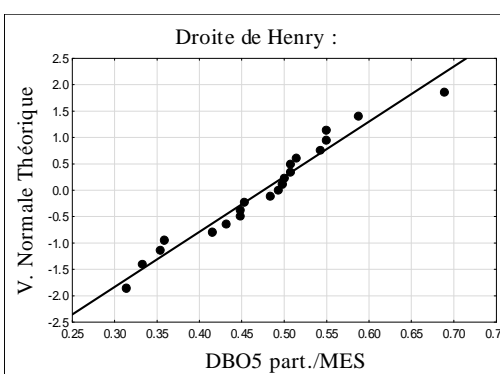
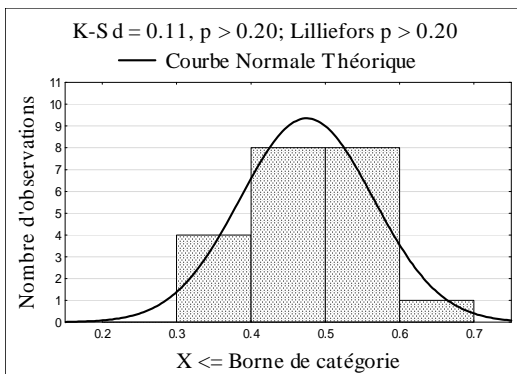
Stats de Synthèse : SO_4^{2-} (mg/l)
 N Actifs = 21
 Moyenne = 16.80
Médiane = 17.00
 Minimum = 4.00
 Maximum = 27.00
 Ecart-type = 6.04
 Coef.Var. (%) = 35.97
 Asymétrie = -0.35
 Aplatissement = -0.22



Annexe VIII.2: Distributions des ratios entre les tendances centrales des paramètres mesurés sur des échantillons des boues de vidange des fosses septiques (à Bujumbura)

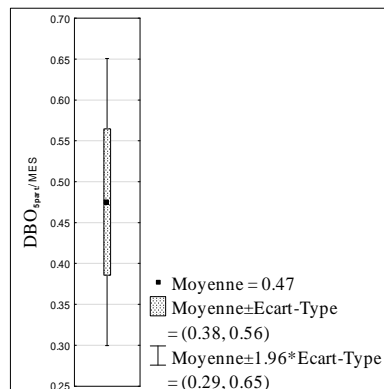


Synthèse : DBO5 part./MES

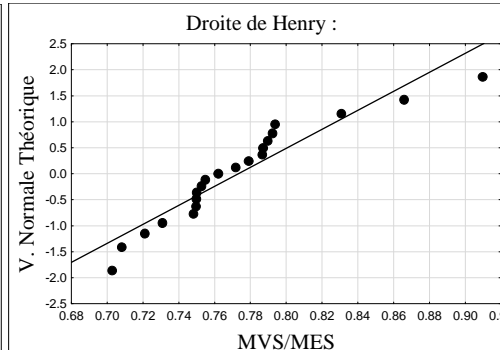
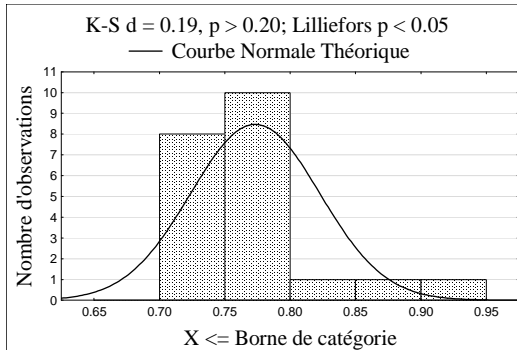


Stats de Synthèse : DBO5 part./MES

N Actifs = 21
Moyenne = 0.47
Médiane = 0.49
Minimum = 0.31
Maximum = 0.68
Ecart-type = 0.08
Coef.Var. (%) = 18.85
Asymétrie = 0.13
Aplatissement = 0.50

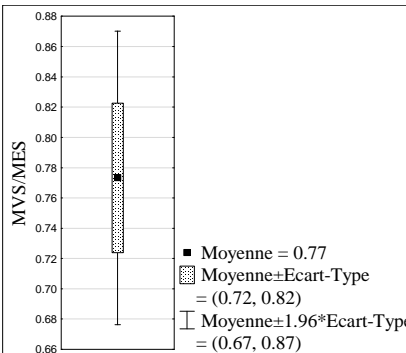


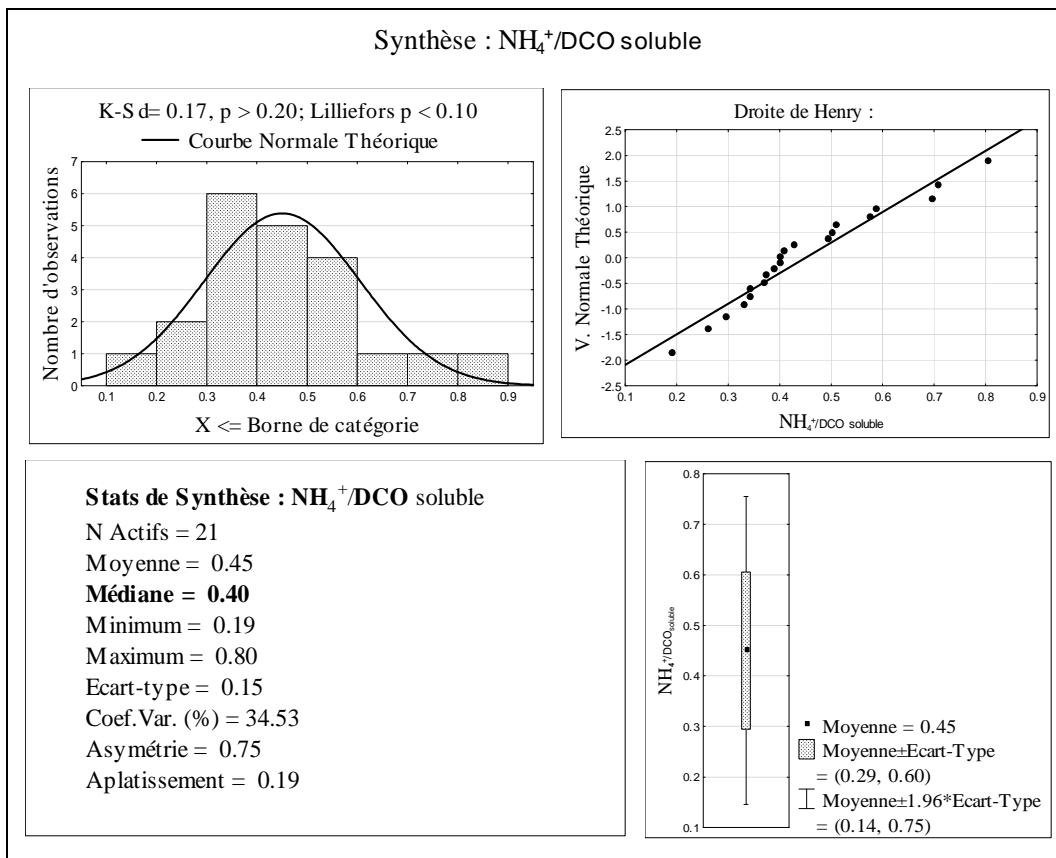
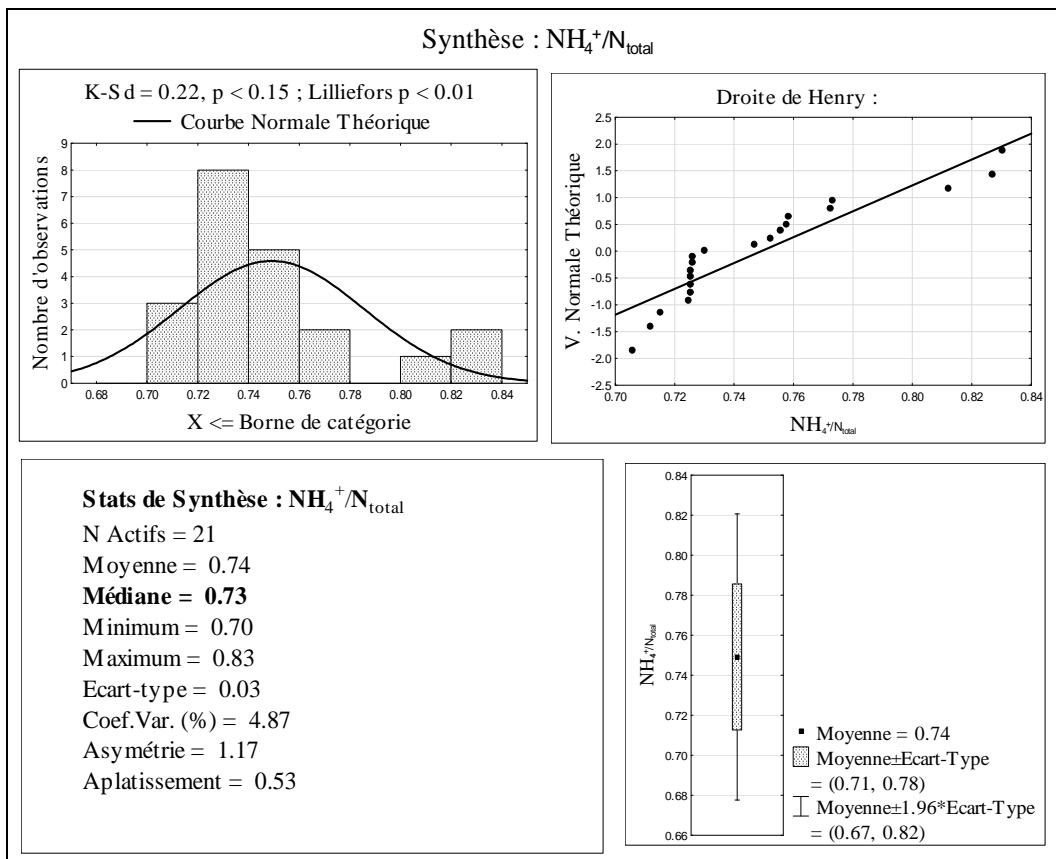
Synthèse : MVS/MES

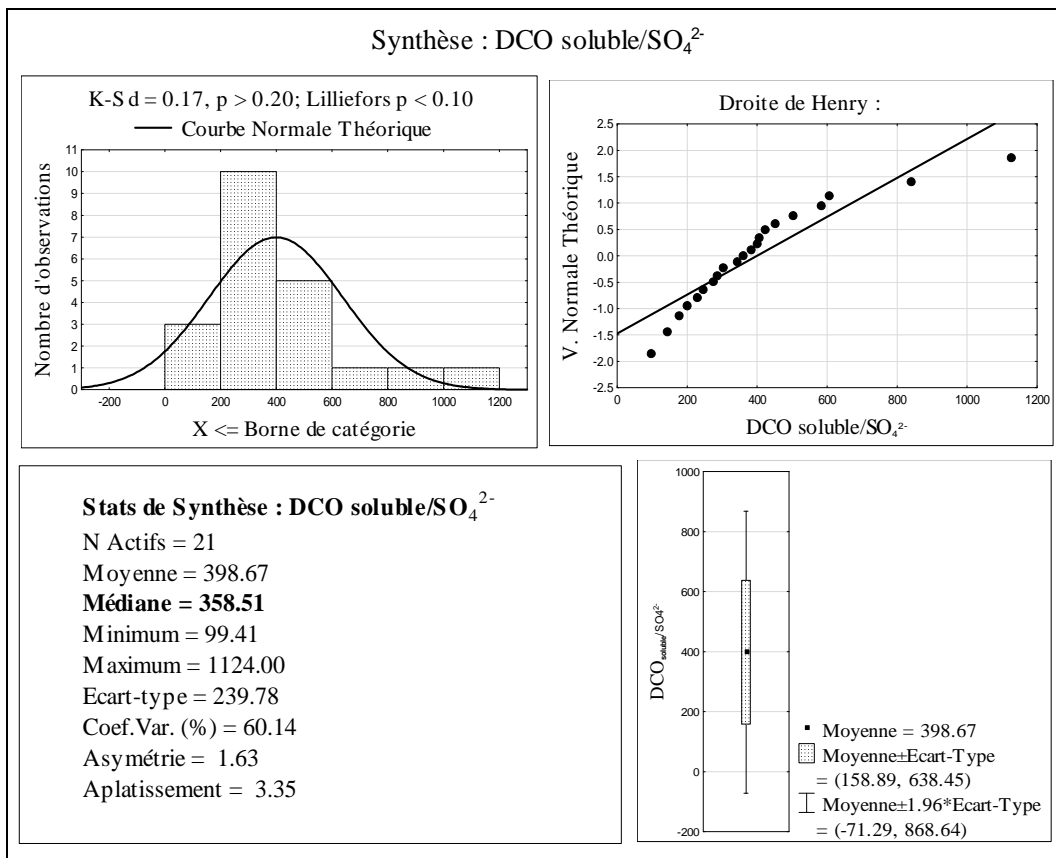
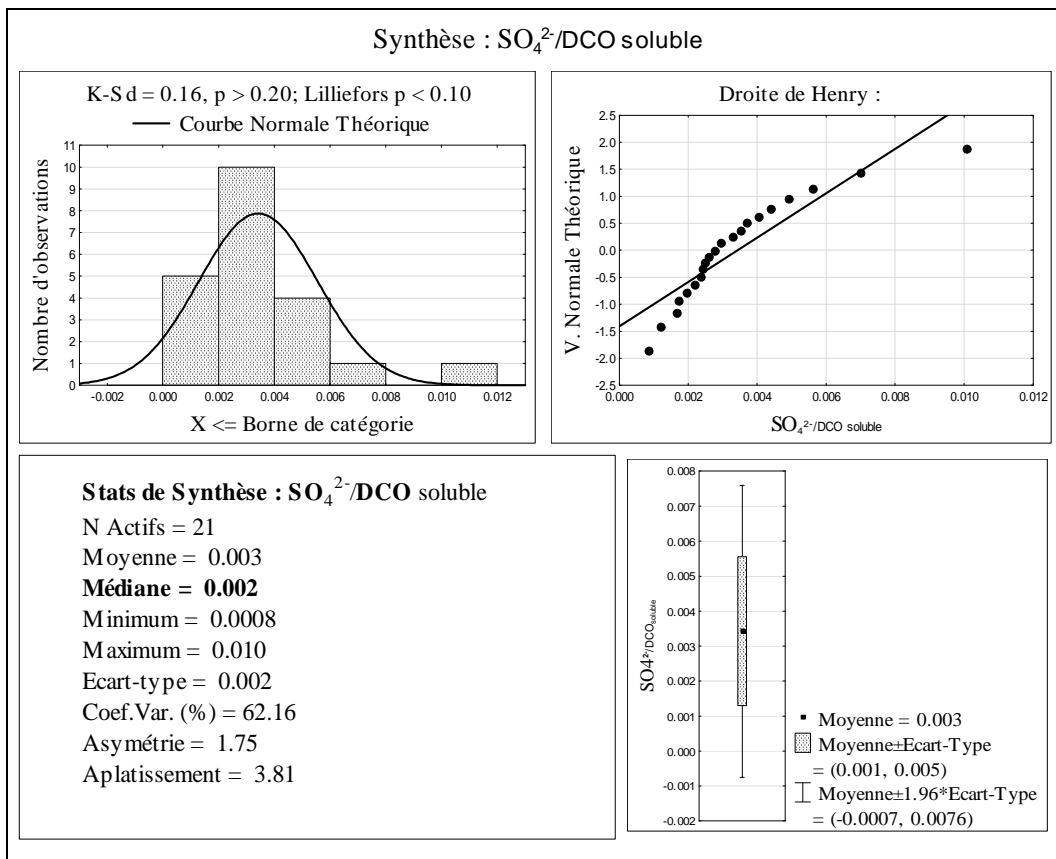


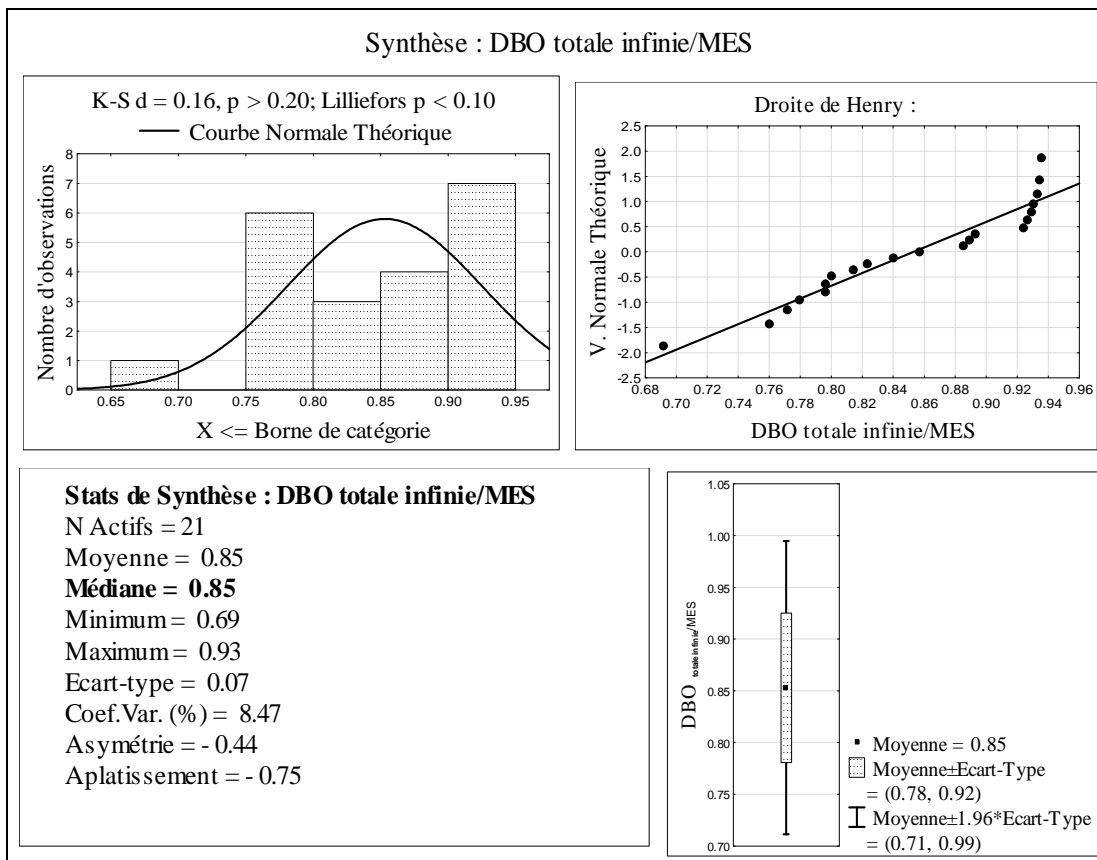
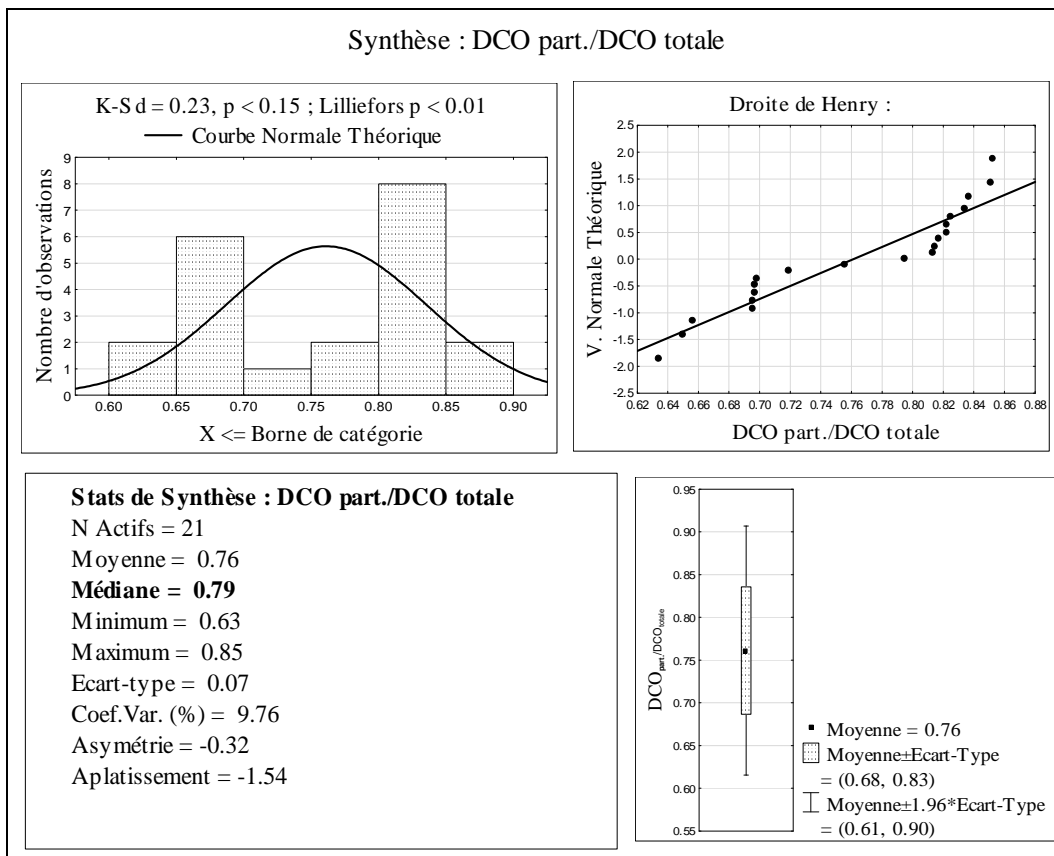
Stats de Synthèse : MVS/MES

N Actifs = 21
Moyenne = 0.77
Médiane = 0.76
Minimum = 0.70
Maximum = 0.90
Ecart-type = 0.04
Coef.Var. (%) = 6.39
Asymétrie = 1.21
Aplatissement = 2.00

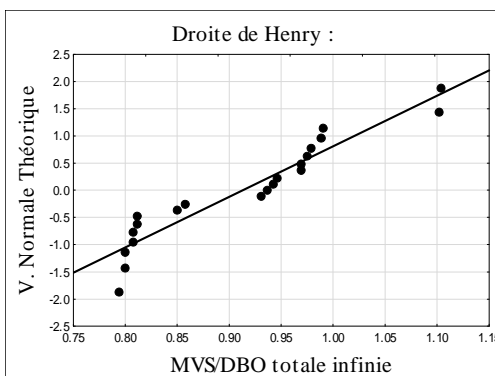
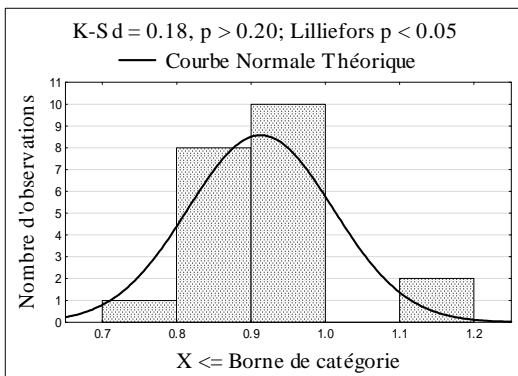








Synthèse : MVS/DBO totale infinie



Stats de Synthèse : MVS/DBO totale infinie

N Actifs = 21
 Moyenne = 0.91
Médiane = 0.93
 Minimum = 0.79
 Maximum = 1.10
 Ecart-type = 0.09
 Coef.Var. (%) = 10.70
 Asymétrie = 0.36
 Aplatissement = - 0.73

