

# Université d'Abomey-Calavi (UAC)

N° d'Ordre : 109



Ecole Doctorale des Sciences de l'Ingénieur (ED-SDI)

## Thèse de Doctorat

Présentée pour l'obtention du grade de

**Docteur de l'Université d'Abomey-Calavi**

Spécialité : Efficacité Energétique et Energies Renouvelables

*Modélisation de l'influence combinée du ratio C/N du substrat initial et de la température sur la production du biogaz dans un réacteur continu.*

Présentée par :

**Safiou BOURAIMA**

**Master Recherche en Efficacité Energétique et Energies Renouvelables**

Soutenue publiquement, le 27 avril 2022

Devant le jury composé de :

<b>Président :</b>	<b>M. Mohamed GIBIGAYE</b>	Professeur titulaire	Université d'Abomey-Calavi (Bénin)
<b>Rapporteurs :</b>	<b>M. Dorothé AZILINON</b>	Professeur titulaire	Université Cheikh Anta Diop de Dakar (Sénégal)
<b>Examineurs :</b>	<b>M. Kossi NAPO</b>	Professeur titulaire	Université de Lomé (Togo)
	<b>Académicien Antoine VIANOU</b>	Professeur titulaire	Université d'Abomey-Calavi (Bénin)
	<b>M. Malahimi ANJORIN</b>	Professeur titulaire	Université d'Abomey-Calavi (Bénin)
	<b>M. Aristide Comlan HOUNGAN</b>	Professeur titulaire	Université Nationale des Sciences, Technologies, Ingénierie et Mathématiques (Bénin)
<b>Directeur de Thèse :</b>	<b>M. Latif Adéniyi FAGBEMI</b>	Maître de Conférences	Université d'Abomey-Calavi (Bénin)
<b>Invité :</b>	<b>M. François PINTA</b>	Docteur	Centre de Coopération Internationale en Recherche Agronomique et pour le Développement (France)

**DEDICACES**

*Je dédie ce travail à,*

✚ *mon Cher Conseiller Pédagogique de Mathématiques, VISSOH Ignace Rock, qui m'a donné l'opportunité de réaliser ce rêve.*

✚ *mes chers parents BOURAIMA Fatiou et AMOUSSA Soubéda pour l'amour qu'ils m'ont toujours donné.*

**REMERCIEMENTS**

Cette thèse n'aurait pu être réalisée sans le soutien et l'aide de nombreuses personnes.

Je remercie profondément le Professeur Latif Adéniyi FAGBEMI, Maître de Conférences des Universités du CAMES, Responsable de l'Unité de Recherche en Valorisation Energétique de la Biomasse (UR-VEB) du Laboratoire d'Energétique et de Mécanique Appliquées (LEMA) de l'Université d'Abomey-Calavi (UAC), mon Directeur de thèse, qui a accepté de diriger cette étude et qui m'a beaucoup soutenu.

Je remercie le Professeur Mohamed GIBIGAYE, Directeur de l'Ecole Doctorale des Sciences de l'Ingénieur (ED-SDI) de l'Université d'Abomey-Calavi (UAC), et son Adjoint, le Professeur Victor GBAGUIDI.

Je remercie l'Académicien Antoine VIANOU, Professeur Titulaire des Universités du CAMES, Directeur honoraire de ED-SDI, qui m'a accompagné pendant ces trois années de recherche.

Je remercie les membres du Jury, pour avoir accepté de se rendre disponible pour évaluer et apprécier ce travail.

J'adresse mes vifs remerciements à tous les membres du comité de suivi de cette thèse. Particulièrement, je remercie les Professeurs Emile SANYA, Malahimi ANJORIN et Clément AHOUANNOU, tous Professeurs Titulaires des Universités du CAMES, pour leurs conseils et nombreuses contributions à cette étude. Je remercie également les Professeurs Christophe AWANTO et Clarence SEMASSOU, tous deux Maîtres de Conférences des Universités du CAMES, pour leurs nombreuses contributions à l'amélioration de la qualité de ce travail.

Je remercie le Professeur Emmanuel OLODO, Professeur Titulaire des Universités du CAMES, Directeur du Laboratoire d'Energétique et de Mécanique Appliquée (LEMA) de l'Université d'Abomey-Calavi, pour m'avoir accueilli au sein du laboratoire.

Je remercie M. Enock GNANGA, Directeur de l'entreprise « BIOGAZ BENIN SARL », pour m'avoir accueilli au sein de l'entreprise.

Je remercie tous les membres de l'Unité de Recherche (UR-VEB) et, particulièrement Dr. Gildas Farid ADAMON, Dr Gaston GANHOUN, Dr Evrard Karol EKOUEJEN, M. Stéphane ZANNOU-TCHOKO, M. Mathieu Mahougnon KAKPO, Mme Faïssolath MIGAN et Mme Jihane BAKOUNOURE pour leurs soutiens, conseils et accompagnements tout au long de ces années de recherche.

Je tiens également à remercier ma chère épouse Mariama et mes trésors Afdol et Nafil, qui ont su m'accompagner avec beaucoup de patience.

Enfin, je tiens à remercier particulièrement Dr François IDJIWOLE, M. Berléo APOVO, M. Gratien KIKI, M. Carlos HOUNGBEME et M. Raïmi ALAKOUKO pour leur générosité et leur disponibilité.

**RESUME**

Les bioénergies issues de la biomasse suscitent un intérêt croissant et notamment le biogaz issu de la digestion anaérobie des matières organiques. Le rendement dans la production du biogaz à partir de la digestion anaérobie souffre de l'instabilité et de l'absence d'optimisation du procédé. Face à ces constats, des avancées scientifiques sont nécessaires pour améliorer le rendement de production du biogaz. C'est dans ce contexte que s'inscrit la présente étude qui vise à développer un modèle numérique pour l'étude de l'influence combinée du ratio Carbone/Azote (C/N) du substrat initial et de la température au sein des bioréacteurs. Cette thèse développe un modèle de digestion anaérobie basé sur les équations fondamentales qui régissent le processus de décomposition de la matière organique par les microorganismes et sur les phénomènes de transfert de phases au sein des réacteurs continus. Grâce à l'outil de calcul SCILAB, une étude de simulation numérique a été faite en utilisant les données issues d'une étude expérimentale effectuée sur la bouse de vache fraîche, les restes de cuisine, les épluchures de manioc et les fientes de poule pondeuse. Les résultats de simulations obtenus sont en bonne concordance avec les valeurs de la littérature. Nous notons une très bonne précision du modèle pour la prédiction du volume cumulé du biogaz produit lors de l'essai utilisant 100 % de bouse de vache et une bonne précision du modèle pour la prédiction du volume cumulé du biogaz lors de l'essai utilisant 50 % de bouse de vache + 50 % des restes de cuisine. Grâce à ce nouvel outil, l'influence combinée du ratio Carbone/Azote du substrat d'entrée et de la température sur les productions du biogaz est étudiée. Il en ressort, que ces deux paramètres ont une influence considérable sur la production du biogaz et que le couple (24/1 ; 30,2 °C) présente une production optimale du biogaz à partir de la bouse de vache, tant sur le volet quantitatif que qualitatif.

**Mots clés :** Digestion anaérobie, Modèle, Simulation, Carbone/Azote, Température.

**ABSTRACT**

There is a growing interest in biomass bioenergy, especially biogas from anaerobic digestion of organic matter. The yield in the production of biogas from anaerobic digestion suffers from the instability and lack of optimization of the process. Faced with these facts, scientific advances are necessary to improve the yield of biogas production. It is in this context that the present study aims to develop a numerical model for the study of the combined influence of the Carbon/Nitrogen (C/N) ratio of the initial substrate and the temperature within the bioreactors. This thesis develops a model of anaerobic digestion based on the fundamental equations that govern the process of decomposition of organic matter by microorganisms and on the phenomena of phase transfer within continuous reactors. Thanks to the SCILAB calculation tool, a numerical simulation study was carried out using data from an experimental study carried out on fresh cow dung, kitchen scraps, cassava peelings and laying hen droppings. The simulation results obtained are in good agreement with the literature values. We note a very good accuracy of the model for the prediction of the cumulative volume of biogas produced in the trial using 100% cow dung and a good accuracy of the model for the prediction of the cumulative volume of biogas in the trial using 50% cow dung + 50% kitchen waste. Thanks to this new tool, the combined influence of the Carbon/Nitrogen ratio of the input substrate and the temperature on the biogas production is studied. The results show that these two parameters have a considerable influence on the biogas production and that the couple (24/1; 30,2 °C) presents an optimal biogas production from cow dung, both on the quantitative and qualitative side.

**Keywords:** Anaerobic digestion, Model, Simulation, Carbon/Nitrogen, Temperature.

**TABLE DES MATIERES**

<b>DEDICACES</b> .....	i
<b>REMERCIEMENTS</b> .....	ii
<b>RESUME</b> .....	iv
<b>ABSTRACT</b> .....	v
<b>TABLE DES MATIERES</b> .....	vi
<b>LISTE DES FIGURES</b> .....	ix
<b>LISTE DES TABLEAUX</b> .....	xi
<b>NOMENCLATURE</b> .....	xii
<b>LISTE DES SIGLES ET ABREVIATIONS</b> .....	14
<b>LISTE DES COMPOSES CHIMIQUES</b> .....	15
<b>INTRODUCTION GENERALE</b> .....	16
<b>Chapitre 1 : REVUE DE LITTERATURE</b> .....	20
Introduction .....	20
1.1. Généralités sur la biomasse .....	20
1.1.1. Différents types de biomasse .....	20
1.1.2. Voies de valorisation énergétique de la biomasse .....	21
1.1.3. Potentiel de la biomasse disponible au Bénin .....	23
1.2. Etat de l'art sur le processus de digestion anaérobie .....	25
1.2.1. Mécanisme et étapes .....	25
1.2.2. Facteurs affectant la stabilité du processus de méthanisation .....	28
1.2.3. Inhibiteurs de la digestion anaérobie .....	33
1.2.4. Equilibres physico-chimiques dans un milieu de digestion anaérobie .....	34
1.2.5. Modes de fonctionnement des digesteurs .....	35
1.2.6. Filière de la méthanisation au Bénin .....	36
1.3. Modélisation de la digestion anaérobie .....	38

1.3.1.	Généralités sur les modèles .....	38
1.3.2.	Différentes approches de modélisation de la digestion anaérobie .....	39
1.3.3.	Revue des modèles de digestion anaérobie .....	44
	Conclusion .....	49
Chapitre 2 : MATERIEL ET METHODES .....		52
	Introduction .....	52
2.1.	Matériel .....	52
2.1.1.	Origine des substrats utilisés .....	52
2.1.2.	Matériel utilisé pour la caractérisation des substrats.....	54
2.1.3.	Dispositif expérimental pour la production du biogaz.....	58
2.2.	Méthodes.....	61
2.2.1.	Méthode de détermination des teneurs en matières sèche et volatile .....	61
2.2.2.	Protocole expérimental de la digestion anaérobie des substrats .....	62
2.2.3.	Méthode de mesure et de suivi de production de biogaz .....	62
2.2.4.	Méthode d'identification paramétrique .....	63
2.2.5.	Méthode de détermination de la stabilité des points d'équilibre .....	63
2.2.6.	Méthode de validation d'un modèle.....	64
2.2.7.	Méthode de calcul d'erreur .....	65
2.2.8.	Méthode de modélisation du processus de la digestion anaérobie.....	67
	Conclusion .....	86
Chapitre 3 : RESULTATS ET DISCUSSIONS .....		88
	Introduction .....	88
3.1.	Présentation des résultats de simulations du modèle de base .....	88
3.1.1.	Evolution de la concentration des variables fonctionnelles du modèle.....	88
3.1.2.	Cinétique de production du biogaz .....	92
3.2.	Présentation des résultats expérimentaux .....	95

3.3. Validation du modèle .....	97
3.4. Sensibilité du modèle .....	102
3.4.1. Sensibilité du coefficient de transfert .....	102
3.4.2. Sensibilité de la constante d'hydrolyse.....	103
3.4.3. Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à $S_1$ .....	104
3.4.4. Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à $S_2$ .....	105
3.5. Limites du modèle .....	106
3.6. Influence combinée du ratio C/N du substrat initial et de la température .....	107
3.6.1. Influence de la température .....	107
3.6.2. Influence du ratio C/N du substrat initial.....	109
3.6.3. Influence combinée du ratio C/N du substrat et de la température.....	112
Conclusion.....	114
Recommandations .....	115
CONCLUSION GENERALE.....	117
PERSPECTIVES.....	119
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES .....	120
ANNEXES.....	131
Annexe 1 : Relevés moyens journaliers des essais 1 & 2 .....	131
Annexe 2 : Relevés moyens journaliers des essais 3 & 4 .....	132

**LISTE DES FIGURES**

Figure 1.1 : Mécanisme de la digestion anaérobie.....	26
Figure 2.1 : Fiente de poule pondeuse.....	53
Figure 2.2 : Epluchures de manioc non broyées .....	53
Figure 2.3 : Bouse de vache fraîche .....	54
Figure 2.4 : Restes de cuisine non traités .....	54
Figure 2.5: Photo du peson numérique.....	55
Figure 2.6: Photo de l'étuve SMO5HP-2 .....	55
Figure 2.7: Photo du mini-four à moufle utilisé.....	56
Figure 2.8: Photo du dessiccateur utilisé.....	56
Figure 2.9: Schéma descriptif du dispositif expérimental.....	58
Figure 2.10: Photos du dispositif expérimental mis en place pour la production du biogaz ...	59
Figure 2.11: Compartiment intérieur de la mallette du kit multiparamètres .....	61
Figure 2.12: Schéma simplifié d'un réacteur continu .....	71
Figure 3.1: Evolution du substrat initial en fonction du temps (modèle).....	88
Figure 3.2: Evolution du substrat soluble en fonction du temps (modèle). .....	89
Figure 3.3 : Evolution du microorganisme acidogène en fonction du temps (modèle). .....	90
Figure 3.4: Evolution des Acides Gras Volatiles en fonction du temps (modèle). .....	91
Figure 3.5: Evolution des microorganismes méthanogènes en fonction du temps (modèle)...	92
Figure 3.6: Evolution des volumes journaliers simulés du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone au cours du temps. ....	93
Figure 3.7: Evolution des volumes cumulés simulés du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone au cours du temps. ....	95
Figure 3.8: Evolution des volumes journaliers expérimentaux du mélange gazeux.....	96
Figure 3.9: Evolution des volumes cumulés expérimentaux de biogaz au cours du temps. ....	97
Figure 3.10: Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Bouse de vache). ....	98
Figure 3.11: Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Bouse vache + Restes cuisine). ..	99
Figure 3.12: Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Fientes + Restes cuisine).....	99
Figure 3.13: Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Fientes + Epluchures). .....	100
Figure 3.14: Sensibilité du coefficient de transfert .....	103
Figure 3.15: Sensibilité de la constante d'hydrolyse.....	104
Figure 3.16: Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à $S_1$ .....	105
Figure 3.17: Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à $S_2$ .....	106

Figure 3.18: Effet de la température sur le volume total du biogaz ..... 107

Figure 3.19: Effet de la température sur la composition du biogaz. .... 109

Figure 3.20: Effet du ratio C/N du substrat d'alimentation sur le volume du biogaz. .... 110

Figure 3.21: Effet du ratio C/N du substrat initial sur la proportion en CH<sub>4</sub> du biogaz..... 111

Figure 3.22: Effet du ratio C/N sur le volume total et la proportion en CH<sub>4</sub> du biogaz. .... 112

**LISTE DES TABLEAUX**

Tableau 1.1 : Caractéristiques des bactéries hydrolytiques (Taylor et al., 2011).....	26
Tableau 1.2 : Caractéristiques des bactéries acidogènes (Taylor et al., 2011).....	27
Tableau 1.3 : Caractéristiques des bactéries acétogènes (Taylor et al., 2011).....	27
Tableau 1.4 : Caractéristiques des bactéries méthanogènes (Taylor et al., 2011).....	28
Tableau 1.5: Ratios C/N pour différents substrats solides .....	32
Tableau 1.6 : Taux de croissance bactérienne .....	43
Tableau 1.7 : Limites des approches de modélisation de la digestion anaérobie.....	44
Tableau 1.8: Synthèse des modèles.....	49
Tableau 2.1: Précision de mesure pour chaque appareil utilisé .....	55
Tableau 2.2 : Valeurs moyennes des taux de matière sèche et de matière volatile.....	57
Tableau 2.3: Composition des fioles .....	59
Tableau 2.4: Précisions du kit multiparamètres.....	60
Tableau 2.5 : Grille d'appréciation de la précision du modèle (Despotovic et al., 2016).....	65
Tableau 2.6: Conditions opératoires.....	84
Tableau 2.7: Conditions initiales.....	84
Tableau 2.8: Valeurs des paramètres structurels du modèle (Daoud, 2018), (Bollon, 2012) ..	85
Tableau 3.1: Valeurs des paramètres statistiques de validation du modèle .....	98
Tableau 3.2: Conditions mises en œuvre pour la sensibilité du modèle .....	102

**NOMENCLATURE**

<b>Symboles</b>	<b>Définitions</b>	<b>Unités</b>
$k_1$	Rendement de dégradation du substrat $S_1$ par $X_1$	(g / g)
$k_2$	Rendement de production du substrat $S_2$ pendant l'étape d'acidogénèse.	(g / g)
$k_3$	Rendement de production du $CO_2$ dans la phase liquide pendant l'étape d'acidogénèse.	(g / g)
$k_4$	Rendement de dégradation du substrat $S_2$ par $X_2$	(g / g)
$k_5$	Rendement de production du $CO_2$ dans la phase liquide pendant l'étape de méthanogénèse.	(g / g)
$k_6$	Rendement de production du $CH_4$ pendant l'étape de méthanogénèse.	(l <sup>2</sup> / mg)
$[S_0]$	Concentration du substrat initial.	g/l
$[S_1]$	Concentration du substrat soluble.	g/l
$[S_2]$	Concentration des Acides Gras Volatils.	g/l
$[X_1]$	Concentration des microorganismes acidogènes.	g/l
$[X_2]$	Concentration des microorganismes méthanogènes.	g/l
$[CO_2L]$	Concentration de dioxyde de carbone dans la phase liquide	g/l
D	Taux de dilution	j <sup>-1</sup>
$K_{S_1}$	Constante de demi-saturation associée au substrat $S_1$	( mg/l)
$K_{S_2}$	Constante de demi-saturation associée au substrat $S_2$	( mg/l)
$k_h$	Constante d'hydrolyse	(j <sup>-1</sup> )
$K_{I_2}$	Constante d'inhibition associée au substrat $S_2$	( mg/l)
$\mu_{1max}$	Taux de croissance maximale des bactéries acidogènes	(j <sup>-1</sup> )
$\mu_{2max}$	Taux de croissance maximale des bactéries méthanogènes	(j <sup>-1</sup> )
$P_T$	Pression totale	(bar)
$P_{CO_2}$	Pression partielle de dioxyde de carbone	(bar)
$K_H$	Constante de Henry	(mmol.l <sup>-1</sup> .atm <sup>-1</sup> )
$k_{La}$	Coefficient du transfert Gaz/ liquide	(j <sup>-1</sup> )
$q_{CH_4}$	Débit molaire du méthane	(mol.j <sup>-1</sup> )
$q_{CO_2}$	Débit molaire de dioxyde de carbone	(mol.j <sup>-1</sup> )
$[S_i^{in}]$	Concentration d'entrée du substrat $S_i$ ( $i = 0, 1, 2$ ).	g/l

---

<b>Symboles</b>	<b>Définitions</b>	<b>Unités</b>
$R_{C/N}^S$	Ratio Carbone/Azote du substrat S	—
% $CH_4$	Fraction molaire du méthane	—
% $CO_2$	Fraction molaire de dioxyde de carbone	—
$m_{C_S}$	Masse de carbone organique contenue dans le substrat S	<i>g</i>
$M_{C_S}$	Masse molaire du carbone	<i>g/mol</i>
$m_{N_S}$	Masse d'Azote contenue dans le substrat S	<i>g</i>
$M_{N_S}$	Masse molaire d'Azote	<i>g/mol</i>
T	Température	°C

**LISTE DES SIGLES ET ABREVIATIONS**

<b>Sigle ou Abréviation</b>	<b>Définition ou signification</b>
ADM1	Anaerobic Digestion Model N°1
AM2	Anaerobic Model N°2
AGV	Acide Gras Volatils
ER	Energies Renouvelables
IWA	International Water Association
SNV	Organisation néerlandaise de développement
CEB	Communauté Electrique du Bénin
AM2HN	Anaerobic Model N°2 Hydrolyse Nitrogen
BMP	Biochemical Methane Potentiel
GIZ	Agence de coopération internationale allemande
pH	Potentiel hydrogène
DCO	Demande Chimique en Oxygène
SV	Solide Volatils
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
atm	Atmosphère
CNTP	Conditions Normales de Température et de Pression
GES	Gaz à Effet de Serre
NF	Norme Française

**LISTE DES COMPOSES CHIMIQUES**

<b>Formules ou éléments chimiques</b>	<b>Noms</b>
$CH_4$	Méthane
$CO_2$	Dioxyde de carbone
$H_2$	Dihydrogène
$H_2O$	Eau
$O_2$	Dioxygène
$H_2S$	Sulfure d'hydrogène
$NH_3$	Ammoniac
$NH_4$	Ammonium
$Cu$	Cuivre
$Ni$	Nickel
$CO$	Monoxyde de carbone
$C$	Carbone
$N$	Azote

### INTRODUCTION GENERALE

La consommation d'énergie primaire n'a cessé d'augmenter depuis la période de la révolution industrielle. Cette consommation d'énergie mondiale a progressé de 115 % en 46 ans, de 1973 à 2019 ; elle s'élevait en 2019, selon l'Agence Internationale de l'Energie, à 418 Exajoule. Mais en 2020, cette consommation d'énergie mondiale a diminué de 4,5 %, soit la baisse la plus importante depuis la seconde guerre mondiale. Cette chute importante trouve son origine dans un contexte pandémique marqué par une baisse importante de l'activité économique et une réduction des déplacements. Toutefois, le pétrole reste de loin la principale source d'énergie consommée dans le monde (33,1% de la consommation mondiale d'énergie primaire en 2019), devant le charbon (27 %) ((IEA), 2020). Le système énergétique mondial se caractérise fortement par une dépendance vis-à-vis des énergies fossiles (Raineau, 2011). La consommation de ressources fossiles provoque l'augmentation des gaz à effet de serre (GES), qui représentent la principale cause du réchauffement climatique (Arthur Riedacker, 2003). Ces ressources fossiles s'épuisent avec le temps et deviennent de plus en plus coûteuses à extraire (Mohammadi et al., 2021). D'où l'incitation au développement des énergies renouvelables dont les bioénergies, afin de créer des substituts aux énergies fossiles et de garantir un développement durable (UEMOA, 2007).

De nos jours, le développement des nouvelles formes d'énergie est devenu une priorité pour lutter contre ces changements climatiques (Frédéric Marillier, 2007). Les bioénergies issues de la biomasse, suscitent un intérêt croissant et notamment, le biogaz provenant de la méthanisation des matières organiques. La méthanisation ou digestion anaérobie est un procédé naturel de décomposition de la matière organique par des bactéries en anaérobiose. Cette décomposition conduit à la formation de biogaz riche en méthane, formant ainsi un vecteur énergétique. La digestion anaérobie est un phénomène marqué par une succession de dégradations des matières organiques. La décomposition des matières organiques peut se faire de différentes manières. Elle peut être digérée dans un procédé continu, semi-continu ou discontinu, à de basses, moyennes ou hautes températures, en une, deux, trois ou quatre étapes (Bernet, 2020).

Le Bénin, n'est pas resté en marge de cette initiative de développement des bioénergies. La SNV et les centres Songhaï en liaison avec la Direction Générale des Ressources Energétiques ont entrepris une vaste campagne d'implantation de digesteurs dans toutes les zones du pays à fort potentiel en biomasse (CERECC, 2015). A cet effet, plusieurs biodigesteurs chinois de 40

m<sup>3</sup> pour la cuisson utilisant les fientes de volailles, les bouses de vache, les déjections de porc et la jacinthe d'eau ont été implantés dans bons nombres de localités du pays. Dans les ménages de ces localités, on assiste alors à la production du biogaz en substitution au charbon de bois/bois de feu. Mais, force est de constater que la plupart de ces digesteurs sont en situation d'arrêt pour des raisons diverses. Les principales insuffisances se résument à un manque de suivi de ces installations et à un rendement de production assez faible.

La digestion anaérobie fait toujours face à de nombreux défis, bien que ce processus soit déjà une technologie largement utilisée pour traiter la biomasse d'origine végétale ou animale (le fumier animal, les boues d'épuration et les eaux usées) (Peu et al., 2013). Au regard de la complexité des mécanismes biochimiques et des conditions expérimentales propres à chaque bioréacteur, il y a lieu de noter quelques problèmes techniques liés à l'instabilité du procédé, à l'optimisation de la production et aux conditions opératoires optimales du procédé.

Face à ces constats, des avancées scientifiques et techniques sont nécessaires pour améliorer le rendement du processus de digestion anaérobie. Ces avancées oscillent autour de deux axes principaux de recherches. D'une part, une meilleure connaissance du procédé et de la dynamique des communautés microbiennes impliquées dans le processus de méthanisation serait nécessaire (Dadaglio, 2018). D'autre part, le développement d'outils numériques de suivi du processus de digestion anaérobie, permettant de mieux prédire d'éventuels dysfonctionnements de ce processus, serait un réel atout pour optimiser la production de biogaz. Alors, en se focalisant sur ce deuxième axe, trois questions pertinentes méritent d'être posées: Est-il possible de prédire l'état du processus de digestion anaérobie grâce à la dynamique des populations bactériennes impliquées ?

La dynamique de ces populations bactériennes est-elle fonction du ratio C/N du substrat initial et de la température de fonctionnement des digesteurs ?

Comment peut-on améliorer le rendement de production de biogaz, en tenant compte du ratio C/N du substrat initial et en agissant sur la température du procédé ?

C'est dans cette optique que plusieurs hypothèses de recherche sont formulées. La principale stipule que la production du biogaz dépend fortement des conditions opératoires et de la qualité des substrats. Les hypothèses spécifiques qui en découlent sont au nombre de trois. La première, indique que la dynamique des populations bactériennes permet de prédire l'état du processus de la digestion anaérobie. La deuxième suppose que la croissance des populations bactériennes est fonction du ratio C/N du substrat initial et de la température à l'intérieur des digesteurs.

Enfin, la troisième stipule qu'une meilleure combinaison de température et du ratio C/N permet d'améliorer le rendement de production du biogaz.

La présente étude vise à développer un modèle numérique pour l'étude de l'influence combinée du ratio C/N du substrat initial et la température au sein des réacteurs. Pour atteindre cet objectif, il a été question pour nous, de modéliser les cinétiques de production du biogaz à partir des schémas de réactions biochimiques. Ensuite, il s'est agi d'intégrer au modèle dynamique les paramètres d'étude : le ratio C/N du substrat initial et la température à l'intérieur des digesteurs. Et enfin, il a été question d'étudier l'influence combinée du ratio C/N du substrat initial et de la température sur la production du biogaz.

Les résultats attendus de cette étude sont multiples. Dans un premier temps, le modèle de digestion anaérobie à partir des équations des réactions biochimiques est développé. Ensuite, le modèle de couplage intégrant le ratio C/N du substrat initial et la température à l'intérieur des digesteurs est établi. Par suite, l'influence combinée de ces deux paramètres sur la production du biogaz est étudiée. Enfin, les recommandations sont formulées.

Le présent document est organisé en trois chapitres dont le premier, présente un état de connaissances approfondies sur la biomasse, un état de l'art sur le processus de digestion anaérobie et un état des lieux sur la filière « méthanisation » au Bénin. Les différentes approches de modélisation du processus de digestion anaérobie ainsi que les principaux modèles de digestion anaérobie sont présentés.

Le deuxième chapitre décrit le matériel et les différentes méthodes utilisées dans la présente étude. Le matériel est essentiellement composé des échantillons de substrats utilisés ainsi que des appareils utilisés pour réaliser les différentes expériences. Les méthodes utilisées sont, d'une part, celles des normes internationales relatives à la caractérisation des substrats et d'autre part, les méthodes mathématiques et statistiques validées.

Le troisième et dernier chapitre de ce document présente les résultats obtenus, les discussions et les recommandations proposées.

Enfin, nous terminons ce travail par une conclusion générale qui résume notre étude et envisage un certain nombre de perspectives pour la suite de nos travaux.

# **CHAPITRE 1 : REVUE DE LITTERATURE**

## **CHAPITRE 1 : REVUE DE LITTÉRATURE**

### **Introduction**

Dans ce chapitre, il est présenté un état de connaissances approfondies sur la biomasse, un état de l'art sur le processus de la digestion anaérobie et un état des lieux sur la filière « méthanisation » au Bénin. Les différentes approches de modélisation du processus de digestion anaérobie ainsi que les principaux modèles de digestion anaérobie sont présentés.

### **1.1. Généralités sur la biomasse**

Selon la norme ISO/CEI 13273-2: 2015 sur les énergies renouvelables, la biomasse est une source d'énergie renouvelable, disponible sous forme de matériau d'origine biologique, à l'exclusion des matériaux intégrés dans des formations géologiques ou transformés en matériaux fossilisés.

De nos jours, on assiste à un regain d'intérêt pour cette énergie renouvelable qui a été toujours présente dans la nature (Brancourt-Hulmel M., Ferchaud F., Hofte H., 2017). On dénombre plusieurs procédés qui permettent, de valoriser énergétiquement le bois-énergie, les cultures énergétiques et les déchets biodégradables afin de fournir de la chaleur, l'électricité ou encore du biocarburant pour l'alimentation des moteurs (Lecomte, 2014).

Pour pouvoir utiliser la biomasse en tant que source d'énergie, il faut savoir la transformer en un vecteur énergétique plus utile, plus facilement transportable et stockable. Les énergies produites à partir de la biomasse sont de type électrique ou thermique et sont appelées « bioénergies » (Lecomte, 2014).

#### **1.1.1. Différents types de biomasse**

Généralement nous distinguons trois types de biomasse en fonction de leur taux d'humidité (biomasse sèche et biomasse humide), de leur composition chimique (biomasse lignocellulosique et biomasse à glucide) et de leur utilisation (biomasses traditionnelles et biomasses modernes) (Lecomte, 2014).

##### **❖ Biomasse sèche**

Avec une teneur en eau inférieure à 15 %, elle provient de diverses sources telles que la forêt, les scieries, l'agriculture, les industries agro-alimentaires, les cultures énergétiques et les formations herbacées (Lecomte, 2014).

**❖ Biomasse humide**

Avec une teneur en eau supérieure à 15 %, la biomasse humide est constituée des produits et des déchets organiques tels que les effluents d'élevage, les effluents liquides des agro-industries et des déchets ménagers (Lecomte, 2014).

**❖ Biomasse lignocellulosique**

Elle est composée de lignine, d'hémicellulose et de cellulose en proportions variables (Lecomte, 2014). Elle est donc riche en substances peu hydrolysables et regroupe, en son sein, le bois, la paille, la bagasse de canne à sucre, les rafles, les tiges, les coques (Moussa Karima, 2014).

**❖ Biomasse à glucide**

Elle est riche en substances glucidiques et regroupe en général les déchets issus du traitement de quelques sous-produits agricoles particuliers facilement hydrolysables (Moussa Karima, 2014).

**❖ Biomasses traditionnelles**

Elles regroupent les bois de feu, les résidus agricoles et forestiers. Il s'agit souvent des combustibles non transformés, destinés à la cuisson et au chauffage domestique (Moussa Karima, 2014).

**❖ Biomasses modernes**

Ce sont des biomasses qui se distinguent des « biomasses traditionnelles » par leur caractère industriel pour la production de chaleur, d'électricité ou de biocarburant (Moussa Karima, 2014).

**1.1.2. Voies de valorisation énergétique de la biomasse**

On distingue plusieurs voies de transformation de la biomasse: les voies thermochimiques, les voies thermiques, les voies chimiques et les voies biologiques ou biochimiques (Lecomte, 2014).

**1.1.2.1. Voies thermochimiques****1.1.2.1.1. Combustion**

La combustion est la méthode la plus ancienne, pour valoriser l'énergie de la biomasse. Elle permet une transformation de la biomasse en énergie thermique. Elle est réalisée en présence contrôlée d'oxygène et produit des fumées très chaudes qui, pourront être utilisées directement comme chaleur (Demirbas, 2004).

#### **1.1.2.1.2. Gazéification**

La gazéification est la dégradation thermique de la biomasse en présence d'un agent oxydant (air, oxygène pur, vapeur d'eau, dioxyde de carbone etc.). Elle est basée sur le principe de conversion thermochimique de la biomasse en gaz combustible, qui peut être utilisé par la suite dans un moteur à combustion interne, dans un four ou une turbine à gaz, pour produire de l'électricité ou de la chaleur (Demirbas, 2004).

#### **1.1.2.2. Voie thermique**

La voie thermique comprend la carbonisation, la pyrolyse et la torréfaction. Cette voie consiste en une dégradation de la biomasse sous l'effet de la chaleur en atmosphère inerte afin de produire un résidu et un mélange gazeux contenant principalement le CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O.

Le procédé est appelé carbonisation (température variante entre 300 °C et 500 °C) lorsqu'on s'intéresse au charbon seul ou torréfaction quand la température varie entre 180 °C et 300 °C (Moussa Karima, 2014). Mais, si on s'intéresse à la fois au mélange gazeux et au charbon on parle de la pyrolyse.

##### **1.1.2.2.1. Pyrolyse**

La pyrolyse consiste à chauffer la biomasse à une température d'environ 300-700°C sans atmosphère oxygénée, c'est-à-dire sans la brûler (Moussa Karima, 2014). Il en résulte une production d'un gaz combustible, d'un liquide (huile ou mélange d'hydrocarbures appelé jus pyroligneux ou goudron), et d'un sous-produit souvent désigné « coke » (Tereza, 2020).

On distingue généralement trois grands types de pyrolyse (Demirbas, 2004): la pyrolyse lente, la pyrolyse rapide et la pyrolyse « flash ».

La pyrolyse lente, généralement réalisée à des températures comprises entre 275 et 675 °C.

La pyrolyse rapide, généralement réalisée à des températures comprises entre 675 et 975 °C.

La pyrolyse flash, généralement réalisée à des températures comprises entre 975 et 1025 °C.

##### **1.1.2.2.2. Carbonisation :**

La carbonisation est la transformation de la biomasse en charbon. Elle consiste à une dégradation totale de la biomasse sous l'effet de la chaleur (300 et 500 °C) en atmosphère inerte (Kple, 2018).

#### **1.1.2.2.3. Torrification :**

La torrification est un procédé intermédiaire entre le séchage et la carbonisation. La biomasse est chauffée jusqu'à des températures de 180 à 300 °C pendant 15 à 150 min (Moussa Karima, 2014).

#### **1.1.2.3. Voie chimique**

La voie chimique consiste à une dégradation de la biomasse par des réactions chimiques appropriées. Elle peut aboutir soit à la production d'un liquide comparable au pétrole fossile (c'est la liquéfaction) ; soit à la production du biodiesel par estérification des huiles (Cansell, 2003).

#### **1.1.2.4. Voies biochimiques**

Les voies biochimiques regroupent la digestion anaérobie et la fermentation alcoolique. Elles valorisent surtout la biomasse dite « humide ».

##### **1.1.2.4.1. Digestion anaérobie**

La digestion anaérobie encore appelée méthanisation permet la conversion directe de la biomasse en gaz, appelé biogaz, grâce à des bactéries dans un environnement dépourvu d'air. C'est un processus très peu énergivore. Le reste de la biomasse non convertie en biogaz est appelé digestat. Il s'agit d'un effluent liquide très utile pour la fertilisation des sols. Le biogaz est un mélange de méthane, de dioxyde de carbone avec des traces d'autres gaz. Sa composition varie suivant la source fermentée, mais plus la proportion de méthane est importante, plus le biogaz est « riche ». Il est directement exploitable dans une turbine ou dans un moteur et peut être aussi exploité après épuration comme combustible gazeux.

##### **1.1.2.4.2. Fermentation alcoolique :**

La fermentation alcoolique engendre la formation d'éthanol à partir des sucres fermentescibles de la biomasse. Ceux-ci sont obtenus par hydrolyse de biomasse telle que les betteraves, les céréales ou la canne à sucre. Ensuite, des enzymes vont transformer l'amidon ou la cellulose en glucose et des levures vont transformer ce dernier en éthanol (Cansell, 2003). Ce processus entraîne également la formation de dioxyde de carbone et un dégagement de chaleur.

#### **1.1.3. Potentiel de la biomasse disponible au Bénin**

Le Bénin est un pays majoritairement agricole avec des moyens de production rudimentaires. Ce secteur a connu en 2006, un appui technique à la mécanisation. Malgré cet

état du développement de l'agriculture, ce secteur demeure celui pourvoyeur de la plus grande quantité de produits d'exportation.

La promotion de la biomasse comme source d'énergie renouvelable est une option bien recommandée pour assurer l'accès à l'énergie des populations, notamment des couches les plus défavorisées et vulnérables (MPD, 2018). Le développement de la filière biomasse permettra aussi de renforcer le mix énergétique du Bénin et d'atténuer les effets néfastes des changements climatiques (MPD, 2018).

Le Projet de Promotion de la production durable de biomasse électricité au Bénin a été mis en place en février 2017 avec l'appui conjoint du « Fonds pour l'Environnement Mondial », du Gouvernement du Bénin, du Programme des Nations Unies pour le Développement (PNUD) et de la Communauté Electrique du Bénin (MPD, 2018). En terme de disponibilité de biomasse, environ 8 millions de tonnes de résidus agricoles sont disponibles chaque année dans le pays, mais 55 % sont utilisés dans les zones rurales à travers diverses activités, laissant près de 3,5 millions de tonnes de résidus en putréfaction dans les champs et incinérés à l'air libre par les producteurs agricoles à chaque saison (MPD, 2018).

Les domaines de production qui génèrent les déchets agricoles et ménagers sont l'agriculture, l'élevage, la foresterie et les ménages.

### **1.1.3.1. Agriculture**

La production du coton, du sorgho, du mil, du riz, du maïs et autres céréales, génère des résidus agricoles selon des coefficients bien définis (MPD, 2018).

### **1.1.3.2. Elevage**

L'élevage est un secteur qui génère aussi des déchets qui peuvent être utilisés pour la production du biogaz. Des informations reçues de la Direction de l'Elevage, nous précisent que les bovins rejettent quatre cinquième (4/5) de leurs déjections seulement quand ils sont en stabulation, ce qui facilite la collecte des bouses de bœufs pour la production de biogaz (Kple, 2018).

### **1.1.3.3. Foresterie**

Les forêts les plus vastes au Bénin sont les forêts claires/savanes boisées et les savanes arborées et arbustives qui couvrent respectivement 1 477 042 ha et 5 669 619 ha (MPD, 2018). Il est considéré que 90 % de la production (hors plantations) est potentiellement utilisable en bois énergie. L'hypothèse de productivité est de 2,0 m<sup>3</sup>/ha/an pour les forêts denses et forêts galerie » (MPD, 2018). Les forêts claires et les savanes arborées ont respectivement des taux de productivité de 1,2 et de 0,8 m<sup>3</sup>/ha/an (MPD, 2018). L'exploitation de ces forêts devant

générer un taux de 10 % de déchets, on peut estimer alors qu'il y a un potentiel non négligeable dans cette activité. « Dans ce cadre, la production annuelle du bois serait de 8 824 187 m<sup>3</sup>/an soit 6 176 931 tonnes (1 m<sup>3</sup> de bois = 700 kg) et la quantité de déchet issue de cette activité serait de 617,7 tonnes/an » (MPD, 2018).

### 1.1.3.4. Ménages

Au Bénin, chaque habitant émet en moyenne 0,5 kg à 0,6 kg de déchets ménagers par jour (Kple, 2018). Ces déchets ménagers peuvent être valorisés soit par enfouissement dans des décharges techniques, soit par incinération en vue de la production de chaleur ou d'électricité (Kple, 2018).

## 1.2. Etat de l'art sur le processus de digestion anaérobie

La digestion anaérobie est un processus microbiologique de décomposition de matière organique sous l'influence des microorganismes en absence d'oxygène. Le mécanisme de la digestion anaérobie, les facteurs affectant la stabilité du processus de digestion anaérobie et les inhibiteurs de ce procédé sont présentés.

### 1.2.1. Mécanisme et étapes

La digestion anaérobie est « un processus microbiologique complexe qui peut être décrit en quatre phases successives de dégradation de matières organiques : l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse, et chaque phase fait intervenir une population bactérienne particulière (Cazier, 2015). Les Principaux flux métaboliques de la digestion anaérobie sont décrits sur la figure 1.1 » (Cazier, 2015).

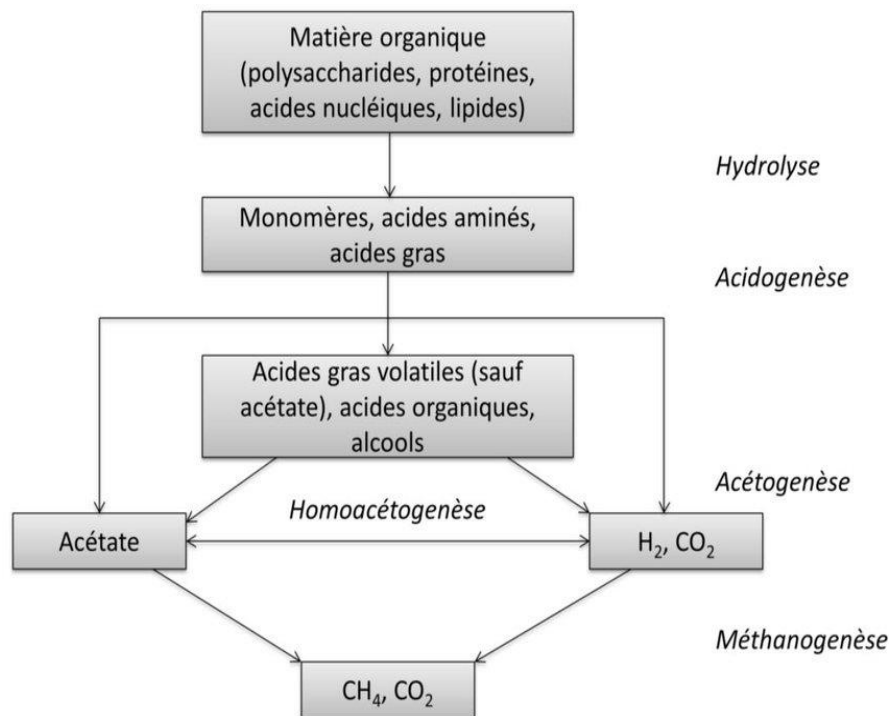


Figure 1.1 : Mécanisme de la digestion anaérobie.

### 1.2.1.1. Hydrolyse

L'étape d'hydrolyse de la digestion anaérobie est réalisée grâce aux bactéries acidogènes hydrolytiques par l'intermédiaire d'enzymes extracellulaires (Cansell, 2003). Ces enzymes assurent la transformation du substrat complexe en des substrats solubles tels que les acides gras, acides aminés et sucres simples (Cansell, 2003). Il s'agit d'une étape de préparation du substrat pour la phase suivante, réalisée par les mêmes bactéries. Sur les déchets solides, cette première phase de dégradation est souvent considérée comme l'étape cinétiquement limitante du processus de digestion anaérobie (Taylor et al., 2011). Les différentes caractéristiques des bactéries hydrolytiques sont présentées dans le tableau 1.1.

Tableau 1.1 : Caractéristiques des bactéries hydrolytiques (Taylor et al., 2011)

<b>Caractéristiques</b>	Bactéries relativement résistantes.
<b>Gamme de pH optimal</b>	[4,5 - 6,3]
<b>Temps de division</b>	Quelques heures (reproduction rapide)
<b>Sensibilité</b>	Lignine (pas dégradable, ralenti la réaction).

### 1.2.1.2. Acidogénèse

L'acidogénèse est la seconde étape du processus de décomposition de la matière organique. Elle transforme les produits de l'étape précédente en Acides Gras Volatils (AGV), en dioxyde de carbone et en hydrogène par une action intracellulaire des bactéries acidogènes (Cansell, 2003). Cette réaction microbiologique produit des acides organiques sans accepteurs ou donneurs d'électrons inorganiques et la flore bactérienne responsable de l'acidogénèse est constituée des bactéries anaérobies dont le développement est relativement rapide et qui tolèrent des pH relativement acides (Taylor et al., 2011). Les différentes caractéristiques des bactéries acidogènes sont présentées dans le tableau 1.2.

**Tableau 1.2 :** Caractéristiques des bactéries acidogènes (Taylor et al., 2011)

<b>Caractéristiques</b>	Bactéries sensibles à l'oxygène.
<b>Gamme de pH optimal</b>	[4,5 – 5]
<b>Temps de division</b>	Quelques heures (reproduction rapide)
<b>Sensibilité</b>	H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub> , sels, antibiotiques.

### 1.2.1.3. Acétogénèse

L'étape d'acétogénèse est l'étape biochimique de formation d'acétate à partir des produits issus des étapes d'hydrolyse et d'acidogénèse. Cette dégradation peut s'effectuer suivant deux voies, par des bactéries qui consomment soit le dioxyde de carbone et l'hydrogène, soit les Acides Gras Volatils (Taylor et al., 2011). Les bactéries acétogènes sont anaérobies strictes, sensibles au pH, avec une croissance très lente (Taylor et al., 2011). Les différentes caractéristiques des bactéries acétogènes sont présentées dans le tableau 1.3.

**Tableau 1.3 :** Caractéristiques des bactéries acétogènes (Taylor et al., 2011)

<b>Caractéristiques</b>	Bactéries fragiles, très sensibles à l'oxygène.
<b>Gamme de pH optimal</b>	[6,8 - 7,5]
<b>Temps de division</b>	Quelques jours (1 - 4 jours ; reproduction lente)
<b>Sensibilité</b>	NH <sub>3</sub> , sels, variations de température.

### 1.2.1.4. Méthanogénèse

La méthanogénèse est l'ultime étape du processus de digestion anaérobie. Cette étape peut s'effectuer en deux voies : la méthanogénèse hydrogénoclastique et la méthanogénèse

acétoclastique (Taylor et al., 2011). Ce processus de dégradation est réalisé par des microorganismes anaérobies stricts qui sont caractérisés par un développement lent et une forte sensibilité au pH » (Taylor et al., 2011). Les bactéries méthanogènes acétoclastes consomment l'acétate comme substrat. Selon plusieurs sources, cette voie métabolique est responsable de 65 à 70 % du méthane produit (Cansell, 2003). Les méthanogènes hydrogénotrophes réduisent le dihydrogène et le dioxyde de carbone ; cette voie est aussi primordiale pour le bon fonctionnement de l'ensemble du processus biochimique de digestion anaérobie car elle permet de maintenir une pression d'hydrogène basse (Taylor et al., 2011). Les différentes caractéristiques des bactéries méthanogènes sont présentées dans le tableau 1.4.

**Tableau 1.4 :** Caractéristiques des bactéries méthanogènes (Taylor et al., 2011)

<b>Caractéristiques</b>	Très sensibles à l'oxygène, besoin de Ni.
<b>Gamme de pH optimal</b>	[6,8 - 7,5]
<b>Temps de division</b>	Quelques jours (5-15 jours ; reproduction lente)
<b>Sensibilité</b>	Variations de températures et de pH.

### 1.2.2. Facteurs affectant la stabilité du processus de méthanisation

Les facteurs affectant la production de biogaz sont principalement liés aux conditions opératoires ainsi qu'à l'alimentation du digesteur. Les paramètres tels que le pH et la température, décrivant les conditions au bon déroulement du processus de digestion anaérobie, influent directement les microorganismes mis en jeu (Goux, 2018). La composition des déchets, la concentration des déchets et les composés toxiques constituent les principales perturbations par l'alimentation du biodigesteur (Moletta, 2003).

#### 1.2.2.1. Alimentation

Les facteurs liés à l'alimentation d'un biodigesteur anaérobie influencent à plusieurs niveaux son fonctionnement. Selon le taux de charge organique ou le temps de rétention hydraulique appliqué au digesteur, ou encore la nature des différents substrats utilisés, la production de biogaz se fait plus ou moins rapidement (Anderson et al., 2003). De même, ces différents facteurs liés à l'alimentation du digesteur influencent énormément la quantité de biogaz produit et sa composition. Ils engendrent également un risque d'inhibition de la population bactérienne impliquée dans ce processus de digestion anaérobie (Anderson et al., 2003). Afin d'éviter tout phénomène d'inhibition, il est donc important que les nutriments soient en quantités suffisantes dans le milieu réactionnel de digestion anaérobie (Coutu, 2021).

### **1.2.2.2. Substrat**

La nature du substrat détermine le rendement de production du biogaz (Moussa et al., 2018). Les déchets organiques contiennent des éléments variés : les composés majeurs sont les saccharides (qui sont subdivisées en deux fractions, facilement et lentement dégradables), les lipides (facilement dégradables), les protéines (facilement dégradables), les Acides Gras Volatils (facilement dégradables), ainsi que d'autres composés (Coutu, 2021).

En revanche, la plupart des déchets organiques contiennent une fraction élevée du substrat facilement dégradable (Francois et al., 2006); ce qui donne un rendement élevé de production de méthane et de production des Acides Gras Volatils. Il est donc important de contrôler la charge organique et hydraulique selon la capacité du biodigesteur (Coutu, 2021).

### **1.2.2.3. Température**

La température représente l'un des principaux facteurs influençant les réactions microbiologiques de digestion anaérobie. C'est un facteur clé pour le fonctionnement des digesteurs (Rajendran et al., 2012). Comme toute activité résultant de l'action d'un ou de plusieurs groupes de bactéries, le processus de digestion anaérobie est fortement dépendant de la température (Kwietniewska & Tys, 2014), (Bouallagui et al., 2005), (Ricard, 2009), (Eriksson et al., 2007). En effet, une élévation de température active les réactions biochimiques et enzymatiques au sein des cellules, conduisant à un taux de croissance cellulaire plus rapide (Eriksson et al., 2007). C'est pour cette raison qu'une « augmentation progressive de la température du milieu réactionnel permet une augmentation de la vitesse de dégradation de la matière organique » (Eriksson et al., 2007).

Une dégradation de la matière organique par méthanisation de l'ordre de 40 à 50 % est atteinte à des températures comprises entre 30 et 35 °C (Wilson et al., 2008). Dans le cas où la température est contrôlée autour de  $37 \pm 2$  °C, la valeur optimale de réduction de la matière organique passe à 57 % (Wilson et al., 2008). Cependant, au-delà d'une certaine température propre à chaque microorganisme, des inhibitions pouvant aller jusqu'à la mort des microorganismes peuvent se produire (Wilson et al., 2008). De même, de faibles variations de températures rapides (1 à 2 °C en moins de 2 heures, par exemple) peuvent avoir de fortes répercussions sur le processus de digestion anaérobie, du fait que chaque groupe microbien impliqué possède de différents optima de température (Labatut et al., 2014).

En effet, certains groupes microbiens peuvent être favorisés ou défavorisés par ces faibles variations, perturbant ainsi l'équilibre établi au sein de la communauté bactérienne et diminuant ainsi les performances du processus de digestion anaérobie (Labatut et al., 2014).

La digestion anaérobie est désignée de différentes manières suivant la gamme de températures dans laquelle elle se réalise. Ainsi, elle est dite psychrophile lorsqu'elle se réalise à une température inférieure à 20 °C, mésophile si elle se déroule à une température comprise entre 20 et 40 °C et thermophile pour une température supérieure à 45 °C. Ces deux dernières plages sont les plus utilisées pour la production du biogaz. Cependant, elles possèdent chacune des avantages et des inconvénients relatifs à la vitesse de dégradation et à la stabilité du procédé. Ainsi, pour une digestion anaérobie thermophile, la vitesse de réaction de la phase d'hydrolyse est accélérée par rapport à une digestion anaérobie mésophile, et ceci s'explique par le fait qu'à des températures thermophiles, l'activité des microorganismes est augmentée par la chaleur de 25 à 50 % par rapport aux températures mésophiles (Pramanik et al., 2019). Il a été également démontré que les digesteurs thermophiles possèdent une plus grande capacité à éliminer les microorganismes pathogènes, par rapport aux digesteurs mésophiles (Femandez, 1993). Néanmoins, les digesteurs anaérobies thermophiles possèdent une diversité bactérienne moindre et seraient moins stables du fait qu'ils sont exposés plus facilement à une accumulation d'AGV ou d'ammoniac lors du processus de digestion anaérobie pouvant conduire à son inhibition (R. W. Wilson, F. J. Millero, J. R. Taylor, P. J. Walsh, V. Christensen, 2009). Les microorganismes mésophiles ne peuvent pas fonctionner en thermophile alors que ces dernières peuvent fonctionner en mésophile, mais avec une vitesse de croissance plus faible (Kim et al., 2002).

En somme, une augmentation de température affecte positivement les vitesses des réactions métaboliques et accélère le procédé de méthanisation. D'une manière générale, la température affecte les réactions biochimiques suivant quatre axes:

- ❖ l'augmentation progressive de la température entraîne une augmentation progressive des vitesses de dégradation suivant la loi d'Arrhenius ;
- ❖ l'augmentation progressive de la température au-dessus de l'optimum entraîne une diminution des vitesses de dégradation ;
- ❖ la variation de température engendre une modification des voies métaboliques ;
- ❖ l'augmentation de la température engendre l'augmentation du taux de mortalité des bactéries.

#### 1.2.2.4. Potentiel hydrogène et alcalinité

Le pH joue un rôle important dans le processus de digestion anaérobie. Le pH peut être contrôlé grâce à la prise en compte de seulement quelques espèces chimiques: les bicarbonates, les AGV ainsi que les ions ammoniums (L. Hu et al., 2015). Ces espèces jouent en réalité un

rôle de tampon dans les milieux de digestion et chacune de ces espèces prédomine dans des plages de pH particulières, allant de 5,5 à 8 (L. Hu et al., 2015). Chaque microorganisme possède une plage de pH optimal dans laquelle il se développe. En général, cet optimum se situe dans des plages de pH proches de la neutralité ; mais cette considération n'est que très générale et les plages de pH optimales sont variables pour chaque type de microorganismes (L. Hu et al., 2015). Il a été montré que des degrés d'inhibition de processus biochimiques étaient étroitement liés aux formes non dissociées des acides présents dans les milieux (Ambaye & Hagos, 2020). Ces formes non dissociées, dont la quantité dépend du pH des milieux, diffusent plus facilement au travers des parois cellulaires, causant des chutes de pH interne des bactéries (Kouassi, 2018).

### **1.2.2.5. Teneur en eau**

L'eau est considérée comme un facteur très déterminant dans le procédé de dégradation anaérobie. L'eau est essentielle pour la survie de tout organisme vivant et constitue le milieu de développement des microorganismes, à l'interface avec les substrats et elle représente ainsi 80 % de leur masse cellulaire (Pommier et al., 2007).

D'une manière générale, il existe un seuil minimal d'humidité, en dessous duquel les activités microbiologiques sont très fortement ralenties ; ce seuil est de l'ordre de 15 à 50 % exprimé en masse d'eau par rapport à la masse sèche du matériau, correspondant à un taux d'humidité compris entre 13 et 33 % (Pommier et al., 2007).

### **1.2.2.6. Taux de charge organique**

Le taux de charge organique est la quantité de substrat introduite, de façon journalière, dans le biodigester. Ce taux est un paramètre important et doit être adapté aux bactéries mises en jeu dans le processus de digestion anaérobie car l'incorporation d'une grande quantité de matières organiques dans un digesteur où les bactéries sont non adaptées conduirait à une croissance rapide de ces bactéries. Afin d'éviter ce problème, il est important de déterminer le taux de charge organique maximum à appliquer pour les différents substrats utilisés (Angelidaki et al., 2006).

### **1.2.2.7. Rapport Carbone/Azote (C/N)**

Dans les réactions de digestion anaérobie, le rapport C/N de l'alimentation est un paramètre important à prendre en considération. Ce rapport est utilisé pour assurer un bon équilibre de la matière d'entrée. Dans le biodigester, le carbone conduit à la production de biogaz et l'azote sert à la production et l'enrichissement des microorganismes, mais intervient

avec plus d'importance pour tamponner le milieu. Le ratio carbone/azote idéal est compris entre 20/1 et 30/1 (Comino et al., 2010).

Un rapport Carbone/Azote qui est beaucoup plus élevé ou beaucoup plus petit que l'optimum peut entraîner un dysfonctionnement des digesteurs suite au manque de stabilité (Comino et al., 2010). Une alimentation avec un ratio Carbone/Azote très élevé, c'est-à-dire avec une concentration faible en azote, peut entraîner une carence en azote pour la croissance des microorganismes, puis le pouvoir tampon dans le digesteur sera faible et une acidification peut endommager son fonctionnement (Comino et al., 2010). À l'opposé, une alimentation avec un ratio Carbone/Azote faible, c'est-à-dire avec une concentration forte en azote, peut entraîner une inhibition de l'activité microbienne (Comino et al., 2010).

Le rapport Carbone/Azote est un facteur très important dans le choix des co-substrats. L'un des intérêts de la co-digestion est donc d'équilibrer le rapport Carbone/Azote pour un bon fonctionnement des digesteurs (Comino et al., 2010).

Un rapport Carbone/Azote supérieur ou inférieur à l'optimum peut causer l'instabilité ou le dysfonctionnement des digesteurs (Samson M. Hagos, Chidong Zhang, Zhe Feng, Casey D. Burleyson, 2016). Le tableau 1.5 donne les valeurs du ratio Carbone/Azote pour différents types des substrats (Aboubakar, Mbofung, 2016), (Moussa et al., 2018), (Traore et al., 2016), (Kpéra et al., 2017).

**Tableau 1.5:** Ratios C/N pour différents substrats solides

<b>Substrats avec C/N relativement faible</b>		<b>Substrats avec C/N relativement élevé</b>	
Substrat	C/N	Substrat	C/N
Fumiers bovins	16-25	Riz	51-67
Fientes de volailles	5-15	Paille de blé	50-150
Lisiers	6-14	Cannes à sucre	140-150
Fumiers de moutons	30-33	Paille d'avoine	48-50
Fumiers de chevaux	20-25	Betteraves à sucre	35-40
Déchets de cuisine	25-29	Feuilles mortes	50-53
Déchets d'abattoir	22-37	Déchets de fruits et légumes	35-40
Déchets alimentaires	3-17	Algues	75-100
Déchets de céréales	16-40	Pomme de terre	35-60
Herbe	12-16	Tiges de maïs	50-56

### **1.2.3. Inhibiteurs de la digestion anaérobie**

#### **1.2.3.1. Acides Gras Volatiles (AGV)**

Les Acides Gras Volatils produits lors de l'étape d'acidogénèse, sont des produits intermédiaires de la digestion anaérobie. Une accumulation de ces intermédiaires peut causer l'inhibition des microorganismes. Une concentration importante des Acides Gras Volatils peut bloquer l'activité de la biomasse en causant une chute du pH (Siegert & Banks, 2005). Selon Angelidaki et *al.*, les Acides Gras Volatils peuvent inhiber les microorganismes méthanogènes suite à la variation de pH et par la suite, agissent sur la quantité de biogaz et de méthane produits (Angelidaki et al., 2006).

#### **1.2.3.2. Oxygène**

L'oxygène est toxique pour les microorganismes méthanogènes mais favorise le développement de microorganismes aérobies qui consomment le substrat avec un temps de génération plus court que celui des bactéries méthanogènes (Angelidaki et al., 2006).

#### **1.2.3.3. Azote**

L'azote, un des principaux nutriments pour les bactéries, doit être disponible en quantité suffisante. Au cours de la méthanisation, les composés fortement azotés, comme les acides aminés et les protéines, sont décomposés en ammoniac. A une concentration faible, l'ammoniac, peut neutraliser les Acides Gras Volatils produits lors de l'étape d'acidogénèse; ce qui permet de maintenir un pH neutre, favorable à la digestion anaérobie (Angelidaki et al., 2006). Par contre, à forte concentration, l'ammoniac est toxique pour les bactéries mises en jeu dans la méthanisation (Angelidaki et al., 2006).

#### **1.2.3.4. Sulfates**

Les sulfates qui peuvent être présents dans les substrats utilisés en alimentation, sont transformés en sulfure d'hydrogène (H<sub>2</sub>S) par les bactéries sulfato-réductrices (Chen et al., 2008). Le H<sub>2</sub>S est le produit de la dégradation des molécules contenant des composés soufrés ou lors de la réduction des ions sulfates (Stams et al., 1991).

#### **1.2.3.5. Eléments minéraux**

Quelques éléments minéraux rentrent en jeu dans la digestion anaérobie et deviennent toxiques à partir d'une certaine concentration. Les éléments concernés sont : le magnésium, le potassium, le calcium ainsi que le sodium (Stams et al., 1991).

### 1.2.3.6. Métaux lourds

Les métaux lourds peuvent présenter des effets inhibiteurs de digestion anaérobie, même à des concentrations faibles (de l'ordre de 1 mg/l) (Moletta, 2003). Les métaux lourds qui présentent le plus de toxicité pour la digestion anaérobie sont le cuivre, le chrome, le cadmium, le zinc, le nickel, le plomb, le cobalt et le fer (Jin et al., 1998).

La sensibilité aux métaux lourds des bactéries n'est pas la même. Les bactéries acidogènes semblent plus sensibles aux métaux lourds que les bactéries méthanogènes (Winter, 2000).

### 1.2.4. Equilibres physico-chimiques dans un milieu de digestion anaérobie

Plusieurs phénomènes influent sur le comportement des milieux de digestion anaérobie. Parmi ces phénomènes, nous notons les équilibres liquide-gaz, équilibres liquide-solide et équilibres chimiques en phase liquide.

Tout d'abord, les phénomènes de transfert existent dans des procédés mettant en contact une phase gazeuse avec une phase liquide. Ces phénomènes sont décrits par la loi de Henry selon laquelle la concentration d'un composé  $i$  en phase liquide ( $S_{liq,i}$ ) est à l'état stationnaire avec sa concentration en phase gazeuse par le biais de sa pression partielle  $P_{gaz,i}$  (Frigon & Guiot, 2010). Cette pression partielle est donnée par la formule (1.1).

$$K_H P_{gaz,i} = S_{liq,i} \quad (1.1)$$

Où  $K_H$  est la constante de Henry (en mol/l.bar).

En digestion anaérobie, les composés sont d'abord formés dans la phase liquide avant d'être transférés dans la phase gazeuse (Frigon & Guiot, 2010). Or, selon Laakkonen et al., ce transfert de matière est très souvent un phénomène limitant influençant les performances des réacteurs (Laakkonen et al., 2007). Les composés tels que le méthane et l'hydrogène, relativement peu solubles, peuvent alors se retrouver en sursaturation (Paus et al., 1990). « La manière commune de définir les transferts liquide-gaz est celle de la théorie du double film de Whitman » (Frigon & Guiot, 2010). Dans ce modèle, il est considéré que les équilibres liquide-gaz s'établissent par le biais de ce double film uniquement par diffusion moléculaire (Frigon & Guiot, 2010). La vitesse de transfert, dans ce cas, entre la phase liquide et la phase gaz s'écrit :

$$\rho_{T,i} = k_{La}(S_{liq,i} - K_H P_{gaz,i}) \quad (1.2)$$

Où  $S_{liq,i}$  la concentration du composé  $i$  en phase liquide,  $k_{La}$  le coefficient de transfert global.

Ensuite, nous rencontrons en milieu de digestion anaérobie les interactions entre les phases solide et liquide qui sont liées aux propriétés physico-chimiques des liquides et des solides. Au

nombre de ces interactions nous notons la précipitation (passage d'une espèce de l'état dissous à l'état solide), les réactions redox à l'interface (adsorption d'oxydants ou de réducteurs), l'échange d'ions et la dissolution.

De même, les équilibres acido-basiques jouent un rôle important dans le processus de digestion anaérobie.

### **1.2.5. Modes de fonctionnement des digesteurs**

#### **1.2.5.1. Mode discontinu ou mode batch**

C'est le mode de fonctionnement le plus simple (Khelafi et al., 2007). Faire fonctionner un digesteur en discontinu consiste à mettre en contact la flore bactérienne et le substrat une fois pour toute et l'entière du substrat est apportée dès la mise en route de la fermentation. Le processus est arrêté lorsque, par épuisement du substrat et/ou accumulation de produits, la réaction ralentit provoquant une forte diminution de la vitesse de production de méthane. Ce procédé présente les avantages de la simplicité et d'un coût relativement faible. Le mode en batch est très utilisé à l'échelle laboratoire pour estimer la biodégradabilité de la matière organique à travers la mesure du « Biochemical Methane Potentiel » ou BMP. Les digesteurs discontinus représentent une méthode rapide qui met en œuvre des matériels simples et peu onéreux pour l'estimation des BMP et des vitesses de dégradation (Weiland, 2006). Par contre, ce mode possède des limites telles que la variabilité élevée de la production et la qualité de biogaz produit (H. Bahhli, 2006).

#### **1.2.5.2. Mode continu**

Dans un réacteur fonctionnant en continu, il y a un apport permanent ou au moins régulier de substrat accompagné d'un soutirage de digestat. Les variables à fixer en mode continu sont le temps de séjour associé à la charge appliquée. Ce mode de fonctionnement permet une production régulière de biogaz. Trois grandes configurations existent pour la mise en œuvre de la biomasse dans les réacteurs continus : soit les cellules microbiennes sont libres et le réacteur est agité pour maintenir son contenu homogène (réacteur mélangé), soit les cellules sont agglomérées sous forme de granules (réacteurs UASB) soit enfin, les cellules sont fixées sur un support fixe ou mobile ajouté dans le réacteur (lit fixe ou filtre anaérobie, lit fluidisé). Pour les réacteurs fonctionnant en continu, on retrouve les réacteurs à une seule étape et les réacteurs à deux étapes. Dans le premier cas, toutes les réactions biochimiques se déroulent dans la même phase, alors que dans le deuxième cas, les étapes de la digestion anaérobie sont séparées. Nielsen et al. (Nielsen et al., 2004) ont montré que la mise en œuvre de deux étapes a permis d'améliorer la performance d'un digesteur traitant du fumier bovin

dans des conditions thermophiles par rapport à un réacteur continu à une seule étape. Liu et *al.* (Liu et al., 2004) ont trouvé une augmentation de 21 % du potentiel méthane pour un digesteur à deux étapes par rapport à un réacteur à une seule étape en utilisant les déchets municipaux comme substrat. Les avantages du procédé à deux étapes sont : l'amélioration de la stabilité dans le digesteur, la possibilité d'augmenter la charge appliquée et la possibilité d'augmenter l'activité spécifique des méthanogènes conduisant à l'augmentation de production de méthane (Coutu, 2021).

### **1.2.5.3. Mode semi-continu**

C'est un mode de fonctionnement hybride entre le mode continu et le mode discontinu. Le réacteur est alimenté régulièrement, mais sans effectuer un soutirage systématique qui n'est réalisé qu'à la fin d'un cycle dont la durée est fixée par l'opérateur. Le but est de conserver une partie des microorganismes dans le réacteur pour le cycle suivant. Le substrat est apporté progressivement au cours de la fermentation. A titre d'exemple, dans l'étude de (Ganesh et al., 2013), le réacteur utilisé a été alimenté en semi-continu par un mélange de cinq co-substrats et ceci cinq fois par semaine du lundi au vendredi, mais le soutirage n'a été effectué qu'une fois par semaine, le lundi matin, avant un nouveau cycle de cinq alimentations.

D'une façon générale, deux voies de digestion anaérobie peuvent être appliquées : la voie liquide lorsque la concentration en matières sèches en suspension dans le réacteur est inférieure à 12-15% ou la voie « sèche » lorsque la concentration en matières sèches, en suspension est supérieure à ces valeurs (Ward et al., 2008).

## **1.2.6. Filière de la méthanisation au Bénin**

L'utilisation des énergies de cuisson propre est encouragée aujourd'hui et tous les pays œuvrent dans ce sens. Ainsi, avec le soutien des partenaires techniques et financiers tels que la SNV, la GIZ, la coopération Suisse et l'Union Européenne, plusieurs projets de promotion des énergies de cuisson propres sont initiés par le gouvernement béninois. Il s'agit pour l'ensemble de ces différents projets d'encourager l'utilisation des énergies propres de cuisson.

Au Bénin, la filière de méthanisation est en phase de développement. Suivant la localisation et le type de déchets traités, les unités de méthanisation au Bénin se regroupent en deux catégories : la méthanisation à la ferme et la méthanisation centralisée.

### **1.2.6.1. Méthanisation à la ferme**

La méthanisation à la ferme concerne les installations exploitées par un seul éleveur, agriculteur, ou par un groupement d'éleveurs ou d'agriculteurs en nombre restreint. Ces installations traitent des résidus majoritairement agricoles et des déchets d'élevages. Le biogaz

produit est utilisé exclusivement pour les besoins domestiques en énergie de cuisson. Les digestats liquides sont utilisés pour accélérer la maturation des déchets agricoles tandis que les digestats solides sont valorisés en amendement agricole.

### **1.2.6.2. Méthanisation centralisée**

La méthanisation centralisée ou méthanisation collective ou territoriale, regroupe les installations issues de la coopération de plusieurs secteurs. Une unité de méthanisation centralisée est généralement liée à une activité d'exploitation agricole ou industrielle. Ce type de méthanisation est le plus rencontré dans les centres Songhaï du pays.

Dans les ménages en milieu rural du pays, on assiste aussi à la production du biogaz en substitution au charbon de bois/bois de feu. Les centres Songhaï et la SNV en liaison avec la Direction Générale des Ressources Energétiques ont entrepris une campagne d'implantation de biodigesteurs dans toutes les zones du Bénin à fort potentiel en biomasse. Plusieurs installations de digesteurs chinois de 40 m<sup>3</sup> pour la cuisson utilisant les fientes de volailles, les bouses de bœuf, les déjections de porc et la jacinthe d'eau ont été implantés dans les villes de Porto-Novo, Savalou, Lokossa, Parakou et Kpomassè. Aussi, une centaine de digesteurs ont été installés en 2010 à Savalou, Gogounou, Nikki, Banikoara, Kouandé, Parakou et Porto-Novo (CEREEC, 2015).

Par ailleurs, dans le centre de gestion des ordures de Houègbo (Bénin, commune de Toffo) la fondation suisse ReBin, a installé en 2017 des biodigesteurs pour transformer environ 6 tonnes de déchets organiques par semaine en 200 m<sup>3</sup> de biogaz à usage domestique qui permettront d'éviter la consommation en charbon de 164 tonnes de bois. Des populations de cette localité viennent régulièrement s'y approvisionner en « sac à gaz »: d'immenses poches blanches en plastique qui enveloppent cette énergie particulièrement précieuse dans les zones rurales du Bénin.

Au Bénin, plusieurs projets de construction des biodigesteurs ont été réalisés toujours dans le but de réduire l'utilisation du bois de chauffe et du charbon de bois. C'est le cas du projet de valorisation des déchets organiques dans la commune de Zè. Ce projet a pour objectif principal la mise en place d'un biodigesteur, pour la production de biogaz et la diversification des sources d'énergie des groupements de transformation de manioc.

Durant la période 2019-2021, l'Organisation Non Gouvernementale « CUMA Bénin » a développé un programme d'installation de digesteurs souples sur cinq sites, afin de favoriser l'accès à l'autonomie énergétique. Le projet intitulé « Développer la méthanisation agricole et

familiale » a pour objectifs, de sensibiliser la population sur les bonnes pratiques agricoles et agro-écologiques, de contribuer à la gestion durable des ressources naturelles et de l'environnement et enfin, de favoriser le développement économique local par la valorisation d'une énergie verte.

### **1.3. Modélisation de la digestion anaérobie**

#### **1.3.1. Généralités sur les modèles**

La digestion anaérobie est une réaction complexe de conversion de la matière organique en biogaz et digestat. Durant les étapes de digestion anaérobie de nombreuses populations bactériennes sont impliquées. Le bon état de l'écosystème bactérien en lien avec les paramètres environnementaux de fonctionnement conditionne la stabilité du procédé et permet d'éviter l'accumulation des métabolites à certaines étapes du processus pouvant entraîner l'inhibition et le dysfonctionnement du procédé. Avec le développement des technologies de la digestion anaérobie, il est devenu indispensable de développer des outils permettant l'optimisation et le contrôle du procédé.

La modélisation représente ici la conception d'un outil très efficace pour développer certaines connaissances à propos de la digestion anaérobie et répondre à des questions de recherche ainsi qu'aux problématiques industrielles. Elle permet d'optimiser la production du biogaz à travers le contrôle et le suivi des paramètres fonctionnels du procédé. Les modèles améliorent la compréhension du système, en facilitant la formulation et la validation des hypothèses, réduisant ainsi les coûts et les risques de dysfonctionnement. Le développement d'un modèle peut-être justifié par plusieurs raisons:

- ❖ la compréhension fine des interactions des composants du système ;
- ❖ l'optimisation et le dimensionnement ;
- ❖ la prédiction du comportement ou le contrôle d'un système.

L'élaboration d'un modèle comporte certaines étapes essentielles:

**La définition du modèle :** cette définition permettra d'opérer les choix à faire et donc de préciser les chemins à suivre dans l'élaboration des étapes suivantes.

**L'identification du modèle :** elle permet de définir et de caractériser le système, ses frontières et sa structure ; définir les variables et paramètres du modèle.

**L'élaboration de l'algorithme** à incorporer dans un outil informatique capable de procéder aux instructions.

**Le calage du modèle :** Il permet de faire l'estimation des paramètres du modèle selon des critères déductifs ou des observations des entrées et des sorties. Le calage peut être manuel,

automatique ou mixte. Le calage manuel consiste à donner manuellement des valeurs aux paramètres du modèle puis, évaluer l'erreur entre les valeurs de sorties du modèle et les valeurs observées. Le calage automatique optimise automatiquement les paramètres du modèle par l'utilisation d'un algorithme numérique pour trouver un extremum d'un critère numérique donné afin de déterminer l'ensemble des paramètres qui satisferont à un critère donné de précision à travers différentes combinaisons. Le calage mixte consiste à combiner les méthodes manuelles et automatiques. On détermine manuellement l'intervalle de variation des paramètres, puis on utilise la méthode automatique pour trouver les valeurs optimales des paramètres.

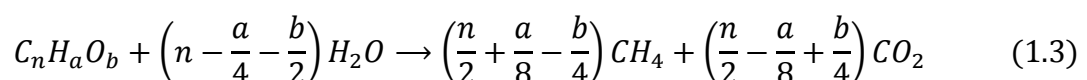
### 1.3.2. Différentes approches de modélisation de la digestion anaérobie

La modélisation du procédé de méthanisation représente ici l'ensemble des méthodes susceptibles de décrire l'évolution, temporelle ou non des composés entrant en jeu dans les métabolismes de la digestion anaérobie. Plusieurs approches sont utilisées dans la littérature.

#### 1.3.2.1. Approche stœchiométrie globale de la méthanisation

La quantité de biogaz produit par dégradation anaérobie de matière organique peut être estimée simplement à partir du contenu en carbone organique de cette matière organique en supposant une minéralisation totale du carbone (Maxime Rouez, 2008). Ainsi, chaque gramme de carbone organique minéralisé doit conduire à  $\frac{V_0}{12}$  litres de biogaz ( $CH_4 + CO_2$ ) exprimé dans les Conditions Normales de Température et de Pression (0 °C ; 1 atm). Où  $V_0$  est le volume molaire.

Toujours en supposant une minéralisation totale de la matière organique, les potentiels en méthane et dioxyde de carbone peuvent être déterminés à partir du contenu en carbone, hydrogène et oxygène de la matière organique grâce à l'équation de Buswell (Maxime Rouez, 2008). En considérant une matière organique de formule brute  $C_nH_aO_b$ , l'équation de Buswell est donnée par :



A l'aide de cette relation, le potentiel de méthane théorique de la matière organique, en litre de biogaz (exprimé dans les Conditions Normales de Température et de Pression) par gramme de matière organique est donné par :

$$P_{CH_4} = V_0 \times \frac{\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4}}{12n + a + 16b} \quad (1.4)$$

Où  $V_0$  est le volume molaire.

De même, le potentiel de dioxyde de carbone théorique de la matière organique, en litre de biogaz par gramme de matière organique est donné par :

$$P_{CO_2} = V_0 \times \frac{\frac{n}{2} - \frac{a}{8} + \frac{b}{4}}{12n + a + 16b} \quad (1.5)$$

Cependant, l'approche stœchiométrique possède de limites. Le potentiel méthanogène réel est toujours inférieur au potentiel méthanogène calculé. Ce résultat se justifie par plusieurs raisons:

- ❖ toute la matière organique ne se dégrade pas en  $CO_2$  et  $CH_4$  ;
- ❖ une partie du substrat difficilement dégradable, est prise en compte dans le calcul théorique alors qu'elle n'est que partiellement dégradée en réalité ;
- ❖ une partie du substrat est utilisée par les bactéries pour leur propre croissance et n'est donc pas transformée en biogaz ;

### 1.3.2.2. Approche empirique

Les modèles empiriques sont ici des modèles basés sur des lois empiriques, formules mathématiques, équations et des résultats expérimentaux pour prédire la production de méthane de manière plus simple. Plus généralement, les modèles empiriques de digestion anaérobie reposent sur des modifications de l'équation de Gompertz et de l'équation logistique, qui sont les deux modèles empiriques fréquemment utilisés (Coutu, 2021).

### 1.3.2.3. Approche stochastique

L'approche stochastique est une approche basée sur des lois et tests statistiques. Cette approche est utilisée essentiellement dans des problèmes d'optimisation et de prédiction de la production du biogaz dans une certaine condition expérimentale donnée. C'est une approche qui nécessite moins de connaissance du processus étudié et est relativement facile à mettre en œuvre. Toutefois, les résultats fournis par cette approche ne sont pas transposables à d'autres conditions opératoires (Coutu, 2021).

### 1.3.2.4. Approche basée sur les cinétiques chimiques

Il est possible de décrire l'évolution temporelle de la concentration d'un ou plusieurs substrats, dans un milieu supposé homogène et à volume constant, grâce au concept de la vitesse de réaction chimique (Arras, 2017). Il est possible de définir cette vitesse par la relation (1.6) :

$$v = \frac{dC}{dt} = -k \prod_i (C_i^{n_i}) \quad (1.6)$$

$v$ : Vitesse de la réaction  $[M][L]^{-3}[T]^{-1}$ .

$C_i$ : Concentration en substrat  $i$   $[M][L]^{-3}$ .

$k$ : Constante de vitesse de la réaction (dont l'unité dépend de l'ordre de la réaction).

$n_i$ : Ordre partiel de réaction par rapport au substrat  $i$ .

Dans le cas de la digestion anaérobie, la cinétique d'ordre 1 est souvent utilisée pour l'étape d'hydrolyse. La loi de vitesse, pour un seul réactif limitant est donnée par :

$$v = \frac{dc}{dt} = -kC \quad (1.7)$$

Appliqué à la digestion anaérobie, ce type de relation permet de décrire globalement la quantité (la concentration à volume constant) de matière organique (de réactif) transformée au cours du temps. En considérant que celle-ci est proportionnelle à la quantité de méthane (ou de biogaz) produit selon la réaction générale : (matières organiques)  $\rightarrow$  (méthane) ou (biogaz), le volume théorique de biogaz peut être déterminé par la relation (1.8) :

$$\frac{dV}{dt} = -P_{CH_4} \frac{dM}{dt} \quad (1.8)$$

$V$ : Volume de méthane généré.

$M$ : Masse de matière à l'instant  $t$ .

$P_{CH_4}$ : Potentiel méthanogène, considéré constant pour la matière en cours de dégradation.

Cependant, les approches utilisant les cinétiques chimiques ne prennent pas en compte l'aspect physique fondamental des mécanismes de la digestion anaérobie. C'est pour cette raison que d'autres modèles dits biologiques ont vu le jour afin de prendre en compte cet aspect fondamental ainsi que d'autres facteurs physico-chimiques entrant en jeu dans les processus de dégradation anaérobie.

### 1.3.2.5. Approches basées sur les cinétiques bactériennes

Les étapes d'acidogénèse, d'acétogénèse et de méthanogénèse sont des étapes métaboliques dans lesquelles les substrats sont consommés et transformés par des bactéries. Ces cinétiques microbiologiques sont traduites par trois phénomènes: la croissance bactérienne,

la consommation du substrat carboné et la mort bactérienne. La croissance bactérienne est représentée par l'équation dynamique suivante :

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - k_d)X \quad (1.9)$$

$\mu$  : Taux de croissance [T]<sup>-1</sup>

X : Concentration en microorganisme [M].[L]<sup>-3</sup>

$k_d$  : Taux de décroissance du premier ordre [T]<sup>-1</sup>.

On associe la cinétique d'utilisation du substrat à celle de la croissance bactérienne. Cette association se traduit par la formule (1.10):

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{dX/dt}{Y} \quad (1.10)$$

S : Concentration en substrat [M].[L]<sup>-3</sup>.

Y : Rendement sur substrat.

Pour simuler ces phénomènes microbiologiques, il est nécessaire de connaître la dynamique de la population bactérienne mise en jeu dans le processus de dégradation anaérobie.

Généralement, la notion de croissance bactérienne recouvre deux aspects : la croissance de la cellule bactérienne (taille, masse, volume) et le phénomène de division cellulaire (population) (Tsuchiya, 1966). En digestion anaérobie, on assimile la croissance microbienne à la division cellulaire. La croissance d'une population bactérienne en culture discontinue se décompose en plusieurs phases distinctes :

❖ **Phase de latence**

Elle correspond à une phase de transition entre un état physiologique initial et un état de croissance à proprement dit. Il s'agit d'une phase d'adaptation au nouvel environnement.

❖ **Phase d'accélération**

Elle commence à partir de l'adaptation des bactéries à leurs nouvelles conditions de culture. Durant cette période, la valeur du taux spécifique de croissance augmente, jusqu'à atteindre sa valeur maximale.

❖ **Phase de croissance exponentielle**

Durant cette phase le taux de mortalité est nul, l'activité bactérienne est maximale et le taux de croissance bactérienne est constant. La croissance exponentielle peut être décrite par l'un des deux paramètres suivants : le temps de génération ou le taux de croissance exponentielle.

❖ **Phase de décélération ou phase de freinage**

Elle apparaît au fur et à mesure que le substrat s'épuise ou que des produits toxiques aux microorganismes s'accumulent.

❖ **Phase stationnaire maximale**

Au cours de cette phase, le taux de croissance bactérienne devient nul. Les bactéries qui se développent compensent celles qui meurent.

❖ **Phase de décroissance exponentielle de la population**

Cette phase apparaît lorsque le milieu devient fortement défavorable à la multiplication des microorganismes et entraîne leur mort rapide.

En étudiant les aspects quantitatifs de la croissance bactérienne en fonction de la concentration du substrat, plusieurs auteurs ont prouvé qu'il existe une relation entre la vitesse spécifique de croissance d'un microorganisme et la concentration en substrat limitant (Tsuchiya, 1966). Les taux de croissance bactérienne les plus cités dans la littérature sont présentés dans le tableau 1.6 suivant :

**Tableau 1.6 :** Taux de croissance bactérienne

<b>Auteurs</b>	<b>Taux de croissance</b>	<b>Références</b>
Monod	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{(S+K_S)}$	(Monod, 1949)
Moser	$\mu = \mu_{max} \frac{S^n}{S^n+K_S}$	(Tsuchiya, 1966)
Haldane	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{S+K_S+\frac{S^2}{K_I}}$	(Talalay, 1977)
Andrews	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{(S+K_S)(\frac{S}{k_1}+1)}$	(Andrews, 1968)
Hanson et Tsao	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_S - S}$	(Georges T. Tsao and Hanson, 1975)
Konak	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{S+\frac{1}{k \mu_{max}}}$	(Konak, 1974)
Kargi	$\mu = \mu_{max} \frac{S^a}{S^a+K_S}$	(Pirt, 1978)
Sokol et Howell	$\mu = \mu_{max} \frac{k_1 S}{S^{k_3} + k_2}$	(Masic Alma, 2016)
Teissier	$\mu = \mu_{max} \left(1 - e^{\frac{-S}{K_S}}\right)$	(Abu-reesh, 2014)
Luongl	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{S+K_S} \left(1 + \frac{S}{S_c}\right)^n$	(Hamitouche & Bendjama, 2012)

Le tableau 1.7 présente les différentes approches de modélisation de la digestion anaérobie avec leurs limites.

**Tableau 1.7 :** Limites des approches de modélisation de la digestion anaérobie

<b>Approches de modélisation</b>	<b>Limites</b>
Approche stœchiométrique	Le potentiel méthanogène calculé est toujours supérieur au potentiel réel. Nécessite la connaissance de la formule brute de la matière organique
Approche empirique	Les résultats fournis par cette approche ne sont pas transposables à d'autres conditions opératoires.
Approche stochastique	Les résultats fournis par cette approche ne sont pas transposables à d'autres conditions opératoires.
Approche basée sur les cinétiques chimiques	Les approches utilisant les cinétiques chimiques ne prennent pas en compte l'aspect physique fondamental des mécanismes de la digestion anaérobie, à savoir que la dégradation est réalisée par des bactéries.
Approche basée sur les cinétiques bactériennes	Les approches utilisant les cinétiques biologiques, nécessitent la connaissance de la dynamique des populations bactériennes mises en jeu dans les processus de dégradation anaérobie.

### 1.3.3. Revue des modèles de digestion anaérobie

La modélisation de la digestion anaérobie représente un champ de recherche très actif depuis ces dernières années. Dans le but de mieux comprendre son fonctionnement et de proposer des stratégies de commande adaptées, de nombreux modèles ont été proposés. Nous présentons dans ce qui suit une revue des différents travaux effectués sur la modélisation de la digestion anaérobie.

La littérature nous apprend que plusieurs auteurs ont eu à travailler sur la modélisation de la cinétique de la digestion. Les principaux modèles cités dans la littérature en termes de digestion anaérobie sont résumés aux modèles phénoménologiques et empiriques, modèles dédiés au contrôle et à l'observation des processus de digestion anaérobie.

Le modèle qui relie le taux de croissance bactérienne  $\mu$  à un substrat limitant  $S$  a été développé par Monod qui a montré que l'arrêt de la croissance des bactéries est essentiellement lié à l'appauvrissement en substrat (matière organique) du milieu de culture. A partir d'un bilan de matière réalisé, il en déduit que la croissance bactérienne est traduite par une fonction à deux paramètres  $\mu_m$  et  $k_S$  selon l'équation (1.11) :

$$\mu(S) = \mu_m \frac{s}{k_S + s} \quad (1.11)$$

Où  $k_S$  : l'affinité des microorganismes pour le substrat  $s$ .

$\mu_m$  : la vitesse maximale de croissance.

Toujours dans la catégorie des modèles de croissance bactérienne, nous avons rencontré dans la littérature le modèle de Haldane qui est un modèle de Monod modifié, mais qui prend en compte l'inhibition de la croissance des bactéries due à l'accumulation des Acides Gras Volatils (Batstone et al., 2002). Ce modèle est plus utilisé pour modéliser la croissance bactérienne au niveau de l'étape de la méthanogénèse.

Concernant la modélisation des processus de méthanisation, Mosey (Mosey, 1983) a ouvert la voie aux modèles plus complexes en donnant une représentation détaillée de l'étape d'acidogénèse. Il a développé un modèle qui met en jeu quatre populations bactériennes et sept réactions biochimiques : une population bactérienne acidogène, une population bactérienne acétogène, une population bactérienne méthanogène acétotrophe et une population bactérienne méthanogène hydrogénotrophe.

Le modèle ADM1 qui a été développé par un groupe de chercheurs de l'Association Internationale de l'eau (IWA). Le modèle ADM1 est considéré comme le seul modèle phénoménologique développé depuis 2002. Il a été utilisé dans un grand nombre d'applications et a été validé pour un certain nombre de procédés industriels (Ahmed & Rodríguez, 2020). Il est constitué de processus microbiologique et physico-chimiques. Les étapes biochimiques comprennent :

- ❖ une étape de désintégration du substrat en carbohydrates, lipides et protéines;
- ❖ une étape d'hydrolyse pour la dégradation de ces substrats en sucre et en acides gras à longue chaîne;
- ❖ une étape de transformation des sucres et des acides aminés en acides gras volatils et en hydrogène par une population bactérienne acidogène;
- ❖ une étape d'acétogénèse permettant la transformation des acides gras à longue chaîne et des Acides Gras Volatils en acétate;

- ❖ une étape de méthanogénèse à partir des acétates, de l'hydrogène et de dioxyde de carbone.

En plus de ces différents processus biochimiques, les auteurs ont utilisé les échanges physico-chimiques : les équilibres acide/base et les transferts de phases liquide-gazeuse. Ce modèle très bien détaillé, inclut sept populations bactériennes et de nombreux substrats, et sert de base à un procédé virtuel pour la mise en place d'unités de digestion anaérobie. Le modèle ADM1 est très séduisant par tous les phénomènes microbiologiques qu'il permet de décrire, mais son nombre important de paramètres et sa grande complexité font de lui un système fortement non linéaire très difficile à implémenter. Cette complexité rend très difficile l'application de ce modèle pour des stratégies de contrôle.

Bien que le modèle ADM1 ait été publié depuis plusieurs années, son utilisation reste délicate. Pour qu'un tel modèle soit utilisable à des fins d'ingénierie, des développements méthodologiques sont notamment nécessaires pour permettre des procédures de calage de paramètres et de définition des données d'entrée plus simples et plus standardisées.

Dans la même période, Bernard *et al.* (Bernard et al., 2001) ont développé le modèle AM2, dans le cadre du projet européen AMOCO, sur la modélisation et précisément sur le contrôle de procédés de digestion anaérobie. Ce modèle décrit l'évolution dans le temps, d'un traitement microbiologique anaérobie des eaux usées en n'impliquant que deux flores bactériennes différentes: les bactéries acidogènes et méthanogènes. Ce modèle simplifié (AM2) a été utilisé dans beaucoup d'applications réelles pour :

- ❖ la calibration des paramètres ;
- ❖ la loi de commande des digesteurs anaérobies.

Sa formulation mathématique est :

$$\begin{cases} \dot{S}_1 = D(S_{1in} - S_1) - k_1\mu_1(S_1)X_1 \\ \dot{X}_1 = [\mu_1(S_1) - \alpha D] X_1 \\ \dot{S}_2 = D(S_{2in} - S_2) + k_2\mu_1(S_1)X_1 - k_3\mu_2(S_2)X_2 \\ \dot{X}_2 = [\mu_2(S_2) - \alpha D] X_2 \end{cases} \quad (1.12)$$

où  $D$  est le taux de dilution,  $S_{1in}$  et  $S_{2in}$  sont respectivement les concentrations en entrée des substrats  $S_1$  et  $S_2$ . Les paramètres  $k_i$  sont les coefficients stœchiométriques associés aux réactions microbiologiques. Le paramètre  $\alpha \in [0,1]$  désigne la proportion des substrats qui quittent le réacteur.

Dans le but de contrôler la qualité et la quantité du biogaz produit, le modèle AM2G a été développé par Hess (Hess, 2008) . Ce modèle est composé des mêmes étapes que le modèle AM2 mais prend en compte les échanges gazeux entre les phases liquide-solide et gazeuse du

milieu réactionnel. Ce modèle permet de représenter au mieux les échanges entre les phases liquide/gaz afin de mieux prédire la qualité et la quantité du biogaz produit.

En 2015, Hassam et al. (Hassam et al., 2015) ont développé le modèle AM2HN qui prend en considération des processus incluant l'hydrolyse et l'azote ammoniacal. Ce modèle crée une interface, très simple entre les variables d'états du modèle ADM1 et celles du modèle AM2HN.

Dans la même année, Franck et al. (Franck et al., 2015) ont contribué à la régulation de la température au sein d'un digesteur du type batch afin de pouvoir réduire le temps de production de biogaz et d'augmenter le volume du biogaz produit. Ce modèle est inspiré du modèle AM2 qui comprend deux étapes : l'acidogénèse et la méthanogénèse. Sa formulation mathématique est donnée par le système d'équations suivant:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX_1}{dt} = \mu_{1max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} X_1 \\ \frac{dS_1}{dt} = -K_1 \mu_{1max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} X_1 \\ \frac{dX_2}{dt} = \mu_{2max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{12}}} X_2 \\ \frac{dS_2}{dt} = K_2 \mu_{1max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} X_1 - K_3 \mu_{2max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{12}}} X_2 \\ \frac{dCH_4}{dt} = K_4 \mu_{2max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{12}}} X_2 \end{array} \right. \quad (1.13)$$

Pour utiliser la température comme entrée dans leur modèle, les auteurs ont remplacé dans la formule de croissance bactérienne de Monod, le taux de croissance maximal par la formule de croissance bactérienne de Ratkowsky qui est fonction de la température :

$$\mu_{1max} = [a_1(T_{Sub} - T_{min})]^2 \quad (1.14)$$

$$\mu_{2max} = [a_2(T_{Sub} - T_{min})]^2 \quad (1.15)$$

Ensuite, le modèle acidogénèse hyperthermophile (HAM) a été développé par Arras (Arras, 2017). Ce modèle permet de prédire les composés organiques de la fermentation des résidus alimentaires en discontinu à 70 °C. Le modèle HAM a été couplé ensuite au modèle de digestion anaérobie modèle N<sup>0</sup> 1 (ADM1) pour simuler la production de CH<sub>4</sub> à partir d'une acidogénèse hyperthermophile.

Le modèle ADSM proposé par Hu et *al.* (C. Hu et al., 2018), permet en un premier temps, de simuler les performances d'un procédé de laboratoire pour des expériences de digestion anaérobie sur des eaux usées domestiques contenant du glucose et en un second temps, de simuler la performance d'un digesteur anaérobie à grande échelle pour les eaux usées industrielles à base d'amidon de maïs. Selon les auteurs, les résultats de simulation des performances de la digestion anaérobie par ADSM s'intègrent mieux aux données expérimentales que les résultats du modèle de digestion anaérobie n °1 (ADM1). Ce résultat indique que l'ADSM offre une référence fiable pour de futures simulations de digestion anaérobie.

Par ailleurs, la littérature nous apprend également que, certains modèles ont été développés dans le but de mettre en exergue l'effet de quelques paramètres opératoires sur la production du mélange gazeux. Entre autres, nous avons le modèle développé par Farquhar G. J. (Farquhar G. J., 1973) qui permet d'étudier l'influence du pH sur le bon déroulement du processus de méthanisation. Les auteurs ont indiqué une valeur optimale de 7 pour la méthanisation, avec une inhibition dans les environnements trop acides ( $\text{pH} < 5.5$ ). De même, Kalloum et *al.* (Kalloum et al., 2007) ont étudié l'effet du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers et ont prouvé que l'ajustement du pH aux alentours de 7 favorise le développement des bactéries méthanogènes qui sont responsables de la formation du méthane.

Aussi, certains auteurs ont démontré que la température affecte la croissance des microorganismes selon le mode de fonctionnement (psychrophile, mésophile, thermophile) et que l'activité des microorganismes pendant les phases d'hydrolyse et de méthanogénèse a un rapport direct avec la température. Selon El-mashad et *al.* (El-mashad et al., 2003) la phase d'hydrolyse en régime thermophile accélère la réaction d'hydrolyse tandis que pour la méthanogénèse, les deux modes (mésophile et thermophile) ont comme valeurs optimales 35°C et 55°C respectivement.

De même, Hajji & Rhachi (Hajji & Rhachi, 2016) ont prouvé à l'échelle expérimentale que l'agitation du milieu réactionnel a une influence significative sur les performances de la digestion anaérobie des déchets ménagers et assimilés.

Ainsi, il en ressort qu'il est important de maîtriser les principaux paramètres influençant le processus de digestion anaérobie en général, et la composition molaire du mélange gazeux en particulier.

Le tableau 1.8 présente les principaux modèles de la digestion anaérobie avec leurs limites.

**Tableau 1.8:** Synthèse des modèles.

Modèles	Etapes	Limites
<b>ADM1</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>❖ Solubilisation</li> <li>❖ Hydrolyse</li> <li>❖ Acidogénèse</li> <li>❖ Acétogénèse</li> <li>❖ Méthanogénèse</li> </ul>	Modèle complexe et difficile à mettre en œuvre.
<b>AM2</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>❖ Acidogénèse.</li> <li>❖ Méthanogénèse</li> </ul>	Modèle non adapté aux déchets solides.
<b>AM2HN</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>❖ Hydrolyse</li> <li>❖ Acidogénèse</li> <li>❖ Méthanogénèse</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>❖ Modèle valable pour les substrats particuliers (ex : boues de vidange activées).</li> <li>❖ Ne tient pas compte véritablement des termes d'inhibition.</li> </ul>
<b>HAM</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>❖ Acidogénèse</li> <li>❖ Méthanogénèse</li> </ul>	Modèle adapté aux substrats solubles et est applicable dans un réacteur discontinu.
<b>ADSM</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>❖ Acidogénèse</li> <li>❖ Acétogénèse</li> <li>❖ Méthanogénèse</li> </ul>	Modèle adapté aux substrats solubles riches en glucides ou en protéines.

### Conclusion

Dans cette partie, nous avons présenté un état des connaissances sur la biomasse, à travers ses variétés, ses potentialités énergétiques et les différents modes de sa valorisation biochimique, notamment sa digestion anaérobie. Un état de l'art a été consacré, aux différents procédés de la méthanisation avec les types de digesteurs, et à la modélisation des processus de méthanisation. De l'analyse des résultats de nos recherches, il découle que les principaux modèles cités dans la littérature en termes de digestion anaérobie sont résumés aux modèles phénoménologiques et empiriques, modèles dédiés au contrôle et à l'observation des systèmes de digestion anaérobie. Ainsi, trois modèles sont essentiellement adoptés dans la littérature sur la méthanisation : le modèle ADM1 qui est un modèle très complet vis-à-vis de la description du processus de la digestion anaérobie, mais toutefois son application reste très restreinte à

cause de l'augmentation de son nombre de paramètres; le modèle AM2, plus simple et très utilisé, car il se rapproche de l'expérimentation et nécessite moins de paramètres. Mais ce modèle n'est applicable que pour des substrats solubles. Enfin, le modèle AM2HN en trois étapes, prend en considération les processus pertinents incluant l'hydrolyse et l'azote ammoniacal.

Au regard de ces informations, nous envisageons utiliser dans la présente étude, une tendance non phénoménologique pour la prédiction de la composition molaire du biogaz tout en s'inspirant de la démarche méthodologique décrite dans le modèle AM2HN qui prend en compte l'étape d'hydrolyse, indispensable au type de biomasse à utiliser.

## **CHAPITRE 2 : MATERIEL ET METHODES**

## **CHAPITRE 2 : MATERIEL ET METHODES**

### **Introduction**

Le matériel et les méthodes de la présente étude sont décrits dans ce chapitre. Le matériel est composé des échantillons des différents substrats ainsi que les différents appareils utilisés pour les expérimentations. Aussi, les méthodes relatives à la caractérisation des substrats, les méthodes mathématiques et statistiques sont-elles abordées.

### **2.1. Matériel**

#### **2.1.1. Origine des substrats utilisés**

Dans la présente étude, quatre différents substrats ont été utilisés : la bouse de vache, les fientes de poule pondeuse, le reste de cuisine et les épluchures de manioc. Tous ces substrats ont été caractérisés par la détermination de leurs taux en matière sèche (MS) et en matière volatile (MV).

##### **2.1.1.1. Bouse de vache**

Le déchet d'abattoir utilisé comme substrat dans la présente étude est la bouse de vache qui provient d'un abattoir situé non loin du carrefour Kpota, dans la commune d'Abomey-Calavi (Bénin).

Après la collecte, un prétraitement manuel a été appliqué à la bouse de vache, et ceci dans un seau en plastique. Il a pour but d'extraire du substrat les particules indésirables.

##### **2.1.1.2. Fientes de poule pondeuse**

Les résidus d'élevage utilisés dans le compte de cette étude sont les fientes de poule pondeuse, prélevées dans le centre d'élevage des volailles « Agrocentre » sis à Akassato dans la commune d'Abomey-Calavi. Les poules pondeuses sont installées sur un dispositif qui permet de recueillir facilement les fientes. Les poules sont positionnées dans des cages et les fientes sont raclées sous les cages de façon manuelle pour être collectées dans des cuves.

##### **2.1.1.3. Restes de cuisine**

Les déchets de cuisine utilisés sont récupérés dans un restaurant sis à Akassato dans la commune d'Abomey-Calavi. Ce sont des déchets facilement biodégradables composés principalement des épluchures de carotte, de pastèque, de tomates. Ces déchets de cuisine ont été triés avant d'être broyés au moyen d'un broyeur commercial, puis mélangés manuellement.

##### **2.1.1.4. Epluchures de manioc**

Les résidus de transformation utilisés dans cette étude sont les épluchures de manioc collectées auprès d'une association de femmes dans la commune d'Abomey-Calavi, exerçant

dans la production du gari. Les épluchures de manioc ont été broyées avec un broyeur commercial pour assurer leur homogénéité.

Les figures 2.1, 2.2, 2.3 et 2.4 présentent les photos des différents substrats décrits ci-avant.



**Figure 2.1** : Fiente de poule pondeuse



**Figure 2.2** : Epluchures de manioc non broyées



**Figure 2.3 :** Bouse de vache fraîche



**Figure 2.4 :** Restes de cuisine non traités

### **2.1.2. Matériel utilisé pour la caractérisation des substrats**

Tous les quatre substrats décrits ci-dessus ont été caractérisés. Cette caractérisation consiste à déterminer la teneur en matière sèche (MS) et en matière volatile (MV) des échantillons à utiliser pour les différentes expériences de méthanisation.

La détermination des teneurs en matière sèche et en matière volatile des substrats a été réalisée à l'aide d'un ensemble d'instruments. Il s'agit d'un peson numérique SF-400 (figure 2.5) pour la mesure des quantités des matières, d'une étuve de modèle SMO5HP-2 (figure 2.6) pour le séchage des matières, d'un mini-four à moufle de modèle NABERTHERM LT 9/11 C450

(figure 2.7) pour la calcination des matières après étuvage et d'un dessiccateur de laboratoire du type MIME (figure 2.8) pour la conservation des produits anhydres. Les différentes précisions de mesure de ces appareils sont présentées dans le tableau 2.1.

**Tableau 2.1:** Précision de mesure pour chaque appareil utilisé

Appareil utilisé	Précision sur les mesures
Peson numérique	$\pm 0,1 \text{ g}$
Etuve	$\pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$
Mini-Four à moufle	$\pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$



**Figure 2.5:** Photo du peson numérique



**Figure 2.6:** Photo de l'étuve SMO5HP-2



**Figure 2.7:** Photo du mini-four à moufle utilisé



**Figure 2.8:** Photo du dessiccateur utilisé

Le taux de matière sèche (MS) et le taux de matière volatile (MV) ont été déterminés selon les procédures standards (norme NF U446160). Pour leur calcul, les formules utilisées sont les formules (2.1) et (2.2) présentées dans la rubrique « méthodes ». Chaque échantillon est analysé en triplicata pour permettre de limiter d'éventuelles erreurs de manipulations. Le tableau 2.2 présente les valeurs moyennes de ces paramètres.

**Tableau 2.2** : Valeurs moyennes des taux de matière sèche et de matière volatile.

Substrats	Matière Sèche (MS)			Matière Volatile (MV)			Nombre Echantillons
	$m_1(g)$	$m_2(g)$	<b>MS (%)</b>	$m_3(g)$	MV (%MB)	<b>MV(%MS)</b>	
Bouse Vache	50,0 ± 0,1	9,0 ± 0,1	<b>18,0 ± 0,1</b>	4,0 ± 0,1	10,0 ± 0,1	<b>55,6 ± 0,1</b>	3
Fiente de poule	50,0 ± 0,1	9,1 ± 0,1	<b>18,2 ± 0,1</b>	3,9 ± 0,1	10,4 ± 0,1	<b>57,3 ± 0,1</b>	3
Epluchures de manioc	50,0 ± 0,1	14,6 ± 0,1	<b>29,2 ± 0,1</b>	7,1 ± 0,1	15,0 ± 0,1	<b>51,4 ± 0,1</b>	3
Restes de cuisine	50,0 ± 0,1	11,0 ± 0,1	<b>22,0 ± 0,1</b>	5,0 ± 0,1	12,0 ± 0,1	<b>54,6 ± 0,1</b>	3

$m_1$  : Masse de l'échantillon avant le passage à l'étuve.

$m_2$  : Masse de l'échantillon après étuvage.

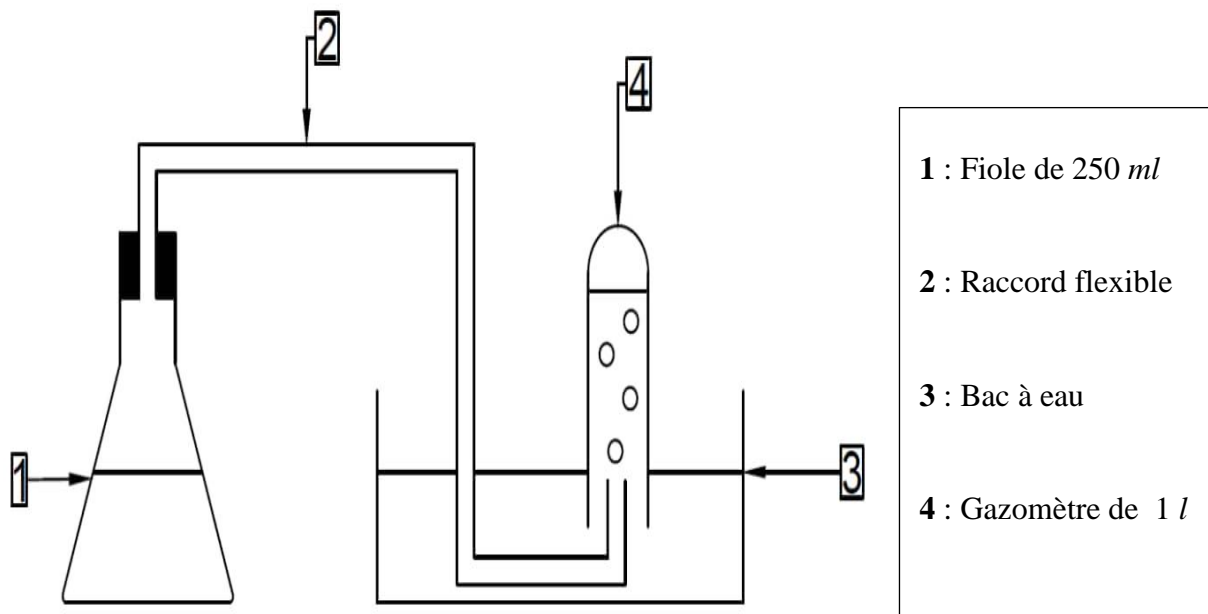
$m_3$  : Masse de l'échantillon après calcination.

### 2.1.3. Dispositif expérimental pour la production du biogaz

Les expériences ont été effectuées au sein de l'entreprise « **BIOGAZ BENIN SARL** » située à Akassato dans la commune d'Abomey-Calavi. C'est un centre de référence en matière de valorisation énergétique des déchets organiques au Bénin.

Dans la présente étude, les essais sont réalisés à l'échelle de laboratoire dans des bouteilles en verre ou fioles de 250 ml de volume utile, faisant office de bioréacteurs batch. Ces fioles sont placées dans un bain-marie constitué d'un bac transparent de forme rectangulaire contenant l'eau. La figure 2.9 présente le schéma descriptif du dispositif expérimental mis au point pour la digestion anaérobie des différents substrats considérés dans la présente étude. L'ensemble du dispositif expérimental présenté sur la figure 2.10, comprend :

- ❖ des bouteilles préalablement calibrées au millimètre, faisant office de gazomètre;
- ❖ des fioles ou bioréacteurs de 250 ml pour le milieu réactionnel;
- ❖ un peson numérique pour quantifier les substrats à l'entrée des bioréacteurs ;
- ❖ un bac d'immersion ayant la forme d'un pavé droit, pour contenir des bioréacteurs en bain-marie ;
- ❖ un bac de récupération transparent pour la collecte des liquides rejetés par le gazomètre ;
- ❖ des raccords flexibles pour relier les fioles aux bouteilles ;
- ❖ une potence pour suspendre les bouteilles graduées (gazomètres).



**Figure 2.9:** Schéma descriptif du dispositif expérimental.



**Figure 2.10:** Photos du dispositif expérimental mis en place pour la production du biogaz

Par ailleurs, nous précisons que la quantité de substrat à digérer dans les fioles et la quantité d'eau usée à ajouter ont été déterminées en respectant les recommandations de la norme Allemande **VDI 4630 :2016-11**.

Chaque expérience a été réalisée en triplicata et la composition dans chaque fiole est consignée dans le tableau 2.3.

**Tableau 2.3:** Composition des fioles

Expériences	Étiquette des fioles	Compositions des fioles
<b>Essai 1</b>	Fiole 1.1	(50 g) BV + (150 ml) eau usée de cuisine
	Fiole 1.2	
	Fiole 1.3	
<b>Essai 2</b>	Fiole 2.1	(25 g) BV + (25 g) RC + (150 ml) eau usée de cuisine
	Fiole 2.2	
	Fiole 2.3	
<b>Essai 3</b>	Fiole 3.1	(25 g) RC + (25 g) FP + (150 ml) eau usée de cuisine
	Fiole 3.2	
	Fiole 3.3	
<b>Essai 4</b>	Fiole 4.1	(25 g) FP + (25 g) EM + (150 ml) eau usée de cuisine
	Fiole 4.2	
	Fiole 4.3	

BV : Bouse de Vache.

RC : Restes de Cuisine.

FP : Fientes de Poule pondeuse.

EM : Epluchures de Manioc.

Pour la mesure du pH et de la température de fonctionnement, l'instrument de mesure utilisé est un kit multiparamètres enregistreur portable de modèle Hanna-HI98194. Il est doté d'une sonde multi-capteurs à microprocesseur qui permet de mesurer des paramètres clés, notamment le pH, la température, etc. La sonde transmet numériquement les lectures au compteur, où les points de données peuvent être affichés et enregistrés. L'instrument est enfermé dans un boîtier étanche IP67. L'instrument comporte également deux touches programmables virtuelles qui permettent à l'utilisateur de naviguer dans la configuration de chaque paramètre. Les données enregistrées sont transférées vers un ordinateur compatible Windows avec le câble micro USB HI920015 et le logiciel HI9298194 fournis. Les précisions du kit multiparamètres sont données dans le tableau 2.4 tandis que la figure 2.11 nous montre l'intérieur de la mallette du kit multiparamètres et à son côté la photo de la sonde connectée à son compteur.

**Tableau 2.4:** Précisions du kit multiparamètres.

<b>pH</b>	<b>Gamme</b>	<b>0,00 à 14,00</b>
	Résolution	0,01
	Précision	± 0.02 pH
<b>Température</b>	Gamme	-5,00 à 55,00°C ; 23,00 à 131,00°F; 268,15 à 328,15K
	Résolution	0,01 °C ; 0,01 °F ; 0,01 K.
	Précision	± 0,15 °C; ± 0,27 °F; ± 0,15 K



**Figure 2.11:** Compartiment intérieur de la mallette du kit multiparamètres

## 2.2. Méthodes

### 2.2.1. Méthode de détermination des teneurs en matières sèche et volatile

La teneur en matière sèche est obtenue par pesée sur un échantillon séché pendant 24 heures à 105 °C, et la teneur en matière volatile par pesée sur ce même échantillon calciné à 550 °C, suivant le protocole expérimental ci-après :

- ❖ peser la coupelle vide ;
- ❖ peser la coupelle contenant l'échantillon ;
- ❖ passer à l'étuve à 105°C jusqu'à ce que la masse reste constante (48 heures) ;
- ❖ peser la coupelle après son passage à l'étuve ;
- ❖ passer cette même coupelle au four à 480°C (6 heures) ;
- ❖ Peser la coupelle après son passage au four.

Selon la norme NF U446160, la teneur en matière sèche, exprimée en pourcentage de masse brute, est déterminée par la formule (2.1) :

$$\% \text{ MS} = 100 \times \frac{m_2}{m_1} \quad (2.1)$$

$m_1$  : Masse de l'échantillon avant le passage à l'étuve.

$m_2$ : Masse de l'échantillon après étuvage.

Selon la même norme, la teneur en matière sèche volatile, exprimée en pourcentage de masse brute, est déterminée par la formule (2.2) :

$$\% MV = 100 \times \frac{m_2 - m_3}{m_1} \quad (2.2)$$

$m_3$  : Masse de l'échantillon après calcination.

### 2.2.2. Protocole expérimental de la digestion anaérobie des substrats

L'objectif ici est de suivre l'évolution de la production journalière et cumulée du biogaz à partir de chacun des substrats caractérisés ci-avant. La procédure peut être décrite par les opérations suivantes:

- ❖ peser une quantité **m** de substrat;
- ❖ mesurer une quantité d'eau usée **V** ;
- ❖ faire le mélange et le malaxer ;
- ❖ faire le chargement ;
- ❖ fermer hermétiquement les bioréacteurs ;
- ❖ placer les bioréacteurs dans le bac d'immersion ;
- ❖ remettre à zéro le compteur des gazomètres ;
- ❖ marquer le temps de démarrage  $t_0$  ;
- ❖ laisser la méthanisation se poursuivre jusqu'à la fin puis marquer le temps final  $t_f$ .

### 2.2.3. Méthode de mesure et de suivi de production de biogaz

La mesure du volume de biogaz produit a été effectuée par la méthode de déplacement du liquide. Le biogaz produit, pénètre dans la bouteille calibrée (gazomètre) à travers les flexibles et par différence de pression l'eau contenue dans cette bouteille se déplace. Le volume d'eau déplacée correspond au volume de biogaz produit. Pour chaque expérience, le suivi de production de biogaz a été réalisé par jour et à une heure fixe (8h). Le suivi consiste à enregistrer dans un fichier Excel le niveau de biogaz dans le gazomètre, l'évolution de la température et du pH dans le milieu réactionnel.

L'évaluation de la productivité gazeuse impose les suivis quantitatif et qualitatif du biogaz produit au niveau des fioles. Mais, suite au manque de matériel, le suivi qualitatif n'a pas pu être effectué et on s'est limité uniquement au suivi quantitatif qui a porté sur les volumes journaliers et cumulés du biogaz.

### 2.2.4. Méthode d'identification paramétrique

Pour identifier certains paramètres du modèle à l'aide de données expérimentales, le choix de la fonction coût a été opéré. Cette fonction se base sur l'erreur entre les résultats expérimentaux et simulés (Puel et al., 2014).

$$J = \min \sum_{i=1}^N (vol_{exp}(t_i) - vol_{sim}(t_i, \theta))^2 \quad (2.3)$$

$J$  : Fonction objectif.

$vol_{exp}$  : Volume expérimental de biogaz.

$vol_{sim}$  : Volume simulé du biogaz.

$\theta$  : Paramètre à déterminer.

$N$  : Nombre de mesures effectuées.

$t_i$  : Temps.

### 2.2.5. Méthode de détermination de la stabilité des points d'équilibre

#### 2.2.5.1. Notion d'équilibre et de stabilité

$\bar{x}$  est un point d'équilibre du système dynamique  $\dot{x} = f(x)$  si  $f(\bar{x}) = 0$  (Bensoubaya, 2018).

Soit  $\bar{x} \in \mathbb{R}^n$ , un point d'équilibre du système dynamique  $\dot{x} = f(x)$ , alors (Bensoubaya, 2018):

❖  $\bar{x}$  est dit stable si  $\forall \epsilon > 0 \exists \delta > 0$  tel que  $\|x(t_0) - \bar{x}\| < \delta \Rightarrow \|x(t) - \bar{x}\| < \epsilon \forall t \geq t_0$

❖  $\bar{x}$  est dit asymptotiquement stable si  $\bar{x}$  est stable et si

$$\exists \rho > 0 \text{ tel que } \|x(t_0) - \bar{x}\| < \rho \Rightarrow \lim_{t \rightarrow +\infty} x(t) = \bar{x}$$

#### 2.2.5.2. Méthode de Lyapunov

La méthode de Lyapunov est basée sur l'examen de la linéarisation du système dynamique  $\dot{x} = f(x)$  autour de l'équilibre  $\bar{x}$ . Plus précisément, il s'agit d'examiner les valeurs propres  $\lambda_i(J)$  de la matrice Jacobienne  $J$  évaluée à l'équilibre (Bensoubaya, 2018). Les propriétés de stabilité de  $\bar{x}$  s'expriment comme suit :

❖ Si toutes les valeurs propres de la matrice Jacobienne ont une partie réelle strictement négative ( $\forall i, Re(\lambda_i(J)) < 0$ ), l'équilibre  $\bar{x}$  est asymptotiquement stable.

❖ Si la matrice Jacobienne possède au moins une valeur propre à partie réelle strictement positive ( $\exists i, Re(\lambda_i(J)) > 0$ ), l'équilibre  $\bar{x}$  est instable.

❖ S'il y a une valeur propre de  $J$  qui est nulle et le reste des valeurs propres a une partie réelle négative, alors  $\bar{x}$  est stable.

- ❖ S'il y a une valeur propre de  $J$  qui est nulle et si le reste des valeurs propres a une partie réelle positive, alors  $\bar{x}$  est instable.

Par ailleurs, si les valeurs propres sont des nombres complexes imaginaires purs (partie réelle nulle), alors  $\bar{x}$  est stable.

### 2.2.6. Méthode de validation d'un modèle

La validation d'un modèle se fait en comparant la réponse simulée par le modèle à un résultat expérimental, à partir de données différentes de celles utilisées pour le calage. Les critères ou paramètres statistiques utilisés sont : l'erreur quadratique moyenne résiduelle relative et le coefficient de détermination.

#### 2.2.6.1. Erreur quadratique moyenne résiduelle relative

L'erreur quadratique moyenne résiduelle ou critère  $RMSE$  en anglais (Root Mean Square Error) est un indice pertinent qui fournit une indication par rapport à la dispersion ou à la variabilité de la qualité de la prédiction. Mais souvent, les valeurs de  $RMSE$  sont difficiles à interpréter parce que l'on n'est pas en mesure de dire si une valeur de variance est faible ou forte. Pour cela, il est plus intéressant de normaliser le  $RMSE$  afin qu'il soit exprimé en pourcentage. Ainsi, le critère le plus utilisé est l'erreur quadratique moyenne résiduelle relative ou critère  $rRMSE$  en anglais qui n'est rien d'autre que l'erreur  $RMSE$  normalisée utilisant la moyenne des valeurs expérimentales. Cet indicateur est calculé en divisant le  $RMSE$  par la valeur moyenne des données mesurées.

$$rRMSE = \frac{RMSE}{\bar{y}} \quad (2.4)$$

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (y_i - \tilde{y}_i)^2} \quad (2.5)$$

$y_i$  : Valeurs mesurées.

$\tilde{y}_i$  : Valeurs prédites correspondantes.

$\bar{y}$  : Valeur moyenne mesurée.

$N$  : Nombre de mesures effectuées.

La grille d'appréciation de la précision du modèle est donnée dans le tableau 2.5.

**Tableau 2.5 :** Grille d’appréciation de la précision du modèle (Despotovic et al., 2016)

<i>rRMSE</i> calculé	Précision du modèle
<i>rRMSE</i> < 5 %	excellente
5 % ≤ <i>rRMSE</i> < 10 %	Très bonne
10 % ≤ <i>rRMSE</i> < 15 %	Bonne
15 % ≤ <i>rRMSE</i> < 20 %	Acceptable
<i>rRMSE</i> ≥ 20 %	Mauvaise

### 2.2.6.2. Coefficient de détermination

Le coefficient de détermination noté  $R^2$  est une mesure de la qualité de la prédiction d’une régression. Il varie entre 0 et 1. Plus il tend vers 1, plus la variabilité de la valeur simulée expliquée par la valeur observée est meilleure. Il est défini par :

$$R^2 = 1 - \frac{SCR}{STC} \quad (2.6)$$

$$SCR = \sum_{i=1}^N (y_i - \tilde{y}_i)^2 \quad (2.7)$$

$$STC = \sum_{i=1}^N (y_i - \bar{y})^2 \quad (2.8)$$

$y_i$  : Valeurs mesurées.

$\tilde{y}_i$  : Valeurs prédites correspondantes.

$\bar{y}$  : Valeur moyenne mesurée.

N: Nombre de mesures.

### 2.2.7. Méthode de calcul d’erreur

#### 2.2.7.1. Notion d’erreur

On parle d’erreur sur une mesure physique lorsqu’on peut la comparer à une valeur de référence qu’on peut considérer comme "vraie". Une erreur de mesure, dans le langage courant, est donc la différence entre la valeur donnée par la mesure et la valeur exacte (bien souvent inconnue) d’une grandeur.(Lévy, 1930)

Généralement, pour les mesures effectuées au laboratoire, on ne possède pas de valeur de référence et on ne connaît pas la valeur exacte de la grandeur mesurée : on parle alors d’incertitude.

Le résultat d'une mesure dépend généralement de plusieurs grandeurs mesurées; on parle alors d'une grandeur composée. Chaque grandeur mesurée a une certaine incertitude.

Notons qu'il est essentiellement impossible de déterminer la vraie valeur d'une grandeur physique. Cela s'explique par le fait que les instruments de mesure utilisés, de même que les organes des sens dont on ne peut se passer, ne possèdent pas une sensibilité infinie. Un résultat de mesure aura par conséquent plus ou moins de chances de s'approcher de la vraie valeur de la grandeur à mesurer, suivant la finesse de l'instrument de mesure et l'habileté de l'expérimentateur.

### **2.2.7.2. Différents types d'erreurs**

On distingue différentes sortes d'erreurs dont toute mesure peut être affectée : les erreurs systématiques, les erreurs accidentelles et la dispersion statistique.

#### **2.2.7.2.1. Erreurs systématiques**

Les erreurs systématiques se produisent par exemple lorsqu'on emploie des unités mal étalonnées (échelle fautive, chronomètre mal ajusté) ou lorsqu'on néglige certains facteurs qui ont une influence sur la marche de l'expérience. Cela mène à un décalage du résultat si l'erreur commise est toujours la même. Dans la plupart des cas, les erreurs systématiques, pour autant qu'on connaisse leur cause, peuvent être prises en considération par une correction correspondante apportée au résultat de la mesure.

#### **2.2.7.2.2. Erreurs accidentelles**

Les erreurs accidentelles sont souvent liées à l'expérimentateur ; elles ne peuvent donc en principe pas être évitées car leur cause se trouve dans l'expérimentateur lui-même. La sûreté avec laquelle la main manie un instrument (par exemple, l'arrêt d'un chronomètre), l'exactitude avec laquelle l'œil observe (par exemple, la position d'une aiguille sur une échelle) ou l'acuité différentielle de l'oreille sont limitées. Il est donc très important d'être conscient des erreurs accidentelles de mesure, de les maintenir aussi faibles que possible et d'estimer ou calculer leur influence sur le résultat obtenu.

Par ailleurs, le nombre de chiffres significatifs à indiquer dans un résultat est également fixé par le calcul des incertitudes. La convention admise est la suivante :

« Tout résultat doit comporter un nombre de chiffres significatifs tel que le dernier soit affecté de l'erreur fixée par le calcul des erreurs ; l'avant-dernier par contre est certain ».

#### **2.2.7.2.3. Dispersion statistique**

La dispersion statistique apparaît lorsqu'on fait des mesures répétées de la même grandeur. Si l'on mesure plusieurs fois le même phénomène avec un appareil de mesure

suffisamment précis, on obtiendra à chaque fois un résultat différent. Ceci est dû à des phénomènes perturbateurs et aussi à la nature aléatoire du phénomène.

### 2.2.7.3. Calcul d'incertitude sur les mesures

L'incertitude de mesure d'une grandeur  $x$ , notée  $\Delta x$ , est un paramètre positif qui permet de définir un intervalle de valeurs « probables » de la grandeur  $x$  dans lequel on a 95% de chance de trouver la « valeur vraie ». La qualité d'une mesure sera d'autant meilleure que l'incertitude associée sera petite.

Pour un échantillon de  $n$  mesures réalisées de la même grandeur  $x$ , l'incertitude  $\Delta x$  est évaluée statistiquement de la manière suivante :

$$\Delta x = \frac{\sigma_x}{\sqrt{n}} \quad (2.9)$$

La moyenne  $\bar{x}$  des mesures est définie par la relation (2.10).

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i \quad (2.10)$$

L'écart-type  $\sigma_x$  expérimental est défini par la relation (2.11).

$$\sigma_x = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2} \quad (2.11)$$

Par ailleurs, le degré de certitude d'une mesure correspond au nombre de chiffres significatifs qu'elle contient. La règle suivante est utilisée pour préciser le nombre de chiffres significatifs des différentes mesures.

#### **Règle**

Si  $m$  est le plus petit entier signé tel que :  $\Delta x \leq 0,5 \times 10^m$  alors le chiffre correspondant à la  $m^{\text{ième}}$  puissance de 10 (et tous ceux à sa gauche jusqu'au dernier non-nul) sont dits significatifs.

## 2.2.8. Méthode de modélisation du processus de la digestion anaérobie

### 2.2.8.1. Choix du nombre d'étapes du modèle

Tenant compte des éléments de choix, d'un modèle, cités au point 1.3 du chapitre précédent, nous avons opté pour une approche simplifiée et le choix est porté sur un modèle de digestion anaérobie à trois étapes. En effet, dans le processus de méthanisation, divers types de bactéries dégradent les substances organiques à travers plusieurs réactions biochimiques. Et d'une manière générale, quatre principales étapes (hydrolyse, acidogénèse, acétogénèse, méthanogénèse) sont considérées dans le processus de dégradation anaérobie des matières

organiques. Ainsi, dans le but d'avoir un modèle représentatif et comportant moins de paramètres, nous proposons de développer un modèle mathématique de digestion anaérobie, régissant la dynamique bactérienne de la dégradation anaérobie des substrats, basé sur trois réactions principales : l'hydrolyse, l'acidogénèse et la méthanogénèse. Ce modèle n'intégrera pas l'étape d'acétogénèse car c'est une étape non limitative pour le taux de dégradation des matières organiques (Taylor et al., 2011).

### **2.2.8.2. Choix de modélisation de l'étape d'hydrolyse**

Durant l'étape d'hydrolyse, il a été prouvé que l'activité des bactéries hydrolytiques, peut affecter l'ensemble du système de méthanisation. Cette étape permet la dégradation des substrats sous forme solide (matière organique) en substrats sous forme soluble (substrat simple). Ce processus d'hydrolyse peut être modélisé de deux manières différentes (Salem & Sari, 2010):

- ❖ considérer que l'hydrolyse se fait d'une manière purement enzymatique : le modèle est alors dit sans compartiment microbien hydrolytique ;
- ❖ considérer que les matières organiques sont dégradées par des bactéries hydrolytiques : le modèle est alors dit avec compartiment microbien hydrolytique.

Plusieurs études de modélisation de digestion anaérobie à trois étapes incluant une étape d'hydrolyse ont été faites. Il a été démontré que le système de méthanisation peut avoir des comportements qualitatifs très différents, selon la modélisation de l'hydrolyse considérée.

Dans le but de développer un modèle comportant moins de paramètres, il est considéré dans la présente étude, une modélisation sans compartiment microbien hydrolytique. Ainsi, cette étape est modélisée par une cinétique d'ordre 1 dont la loi de vitesse est donnée par la relation (2.12)

$$\frac{dC}{dt} = -kC \quad (2.12)$$

### **2.2.8.3. Choix des taux spécifiques de croissance bactérienne**

Tenant compte des résultats de la recherche bibliographique, le taux spécifique de croissance des bactéries acidogènes choisi est celui de Monod car il traduit au mieux la dynamique de la population bactérienne acidogène. De plus, ce taux représente la base en matière de modélisation de la croissance bactérienne. Jacques Monod a établi que le taux de croissance bactérienne est proportionnel à la concentration du substrat suivant la relation ci-après:

$$\mu = \mu_{max} \frac{[S]}{[S] + K_S} \quad (2.13)$$

$\mu$  : Taux de croissance bactérienne.

$\mu_{max}$  : Taux maximal de croissance bactérienne.

[S] : Concentration du substrat.

$K_S$  : Constante de demi-saturation liée au substrat S.

Quant à la population bactérienne méthanogène, son taux spécifique de croissance est gouverné par le modèle de Haldane qui prend en considération l'inhibition de la croissance liée à l'accumulation dans le milieu réactionnel, des Acides Gras Volatils issus de l'étape d'acidogénèse. Sa formulation est libellée par la relation (2.14) :

$$\mu = \mu_{max} \frac{[S]}{[S] + K_S + \frac{([S])^2}{K_I}} \quad (2.14)$$

$K_I$  : Constante d'inhibition.

$\mu$  : Taux de croissance bactérienne.

$\mu_{max}$  : Taux maximal de croissance bactérienne.

[S] : Concentration du substrat.

$K_S$  : Constante de demi-saturation liée au substrat S.

#### 2.2.8.4. Choix du type de réacteur

Tenant compte des résultats de la recherche bibliographique, rapportés au point 1.2.6, nous avons porté notre choix sur les digesteurs continus. En effet, les digesteurs continus sont les plus utilisés en milieu industriel pour la production du biogaz et offrent plusieurs avantages par rapport aux autres types de réacteurs. De plus, un modèle développé pour un réacteur continu, est applicable au besoin pour un réacteur discontinu car les réacteurs continus sont caractérisés par un taux de dilution D, qui est le taux auquel le substrat est alimenté dans le digesteur et celui auquel le substrat et les microorganismes s'écoulent dans le réacteur. Par contre dans les digesteurs discontinus, le substrat est chargé une fois en début de digestion et à la fin de digestion, le digesteur est vidé du résidu de la digestion anaérobie. Il n'y a donc pas de recharge continue et périodique du digesteur (pas de débit volumique) et dans ce cas le taux de dilution D est égal à zéro.

Ainsi, dans la présente étude, nous allons développer un modèle mathématique de digestion anaérobie, régissant la dynamique bactérienne de la biodégradation anaérobie des substrats, basé sur trois réactions principales dans un réacteur du type continu supposé « parfaitement mélangé ».

### 2.2.8.5. Hypothèses simplificatrices

Afin de proposer un modèle de digestion anaérobie représentatif et comportant moins de paramètres, nous avons émis trois hypothèses simplificatrices, qui définissent le cadre de la modélisation.

Hypothèse 1 : Le biogaz produit est essentiellement composé de  $CH_4$  et  $CO_2$ .

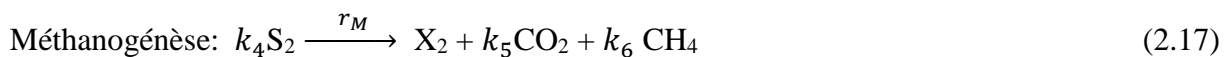
Hypothèse 2 : Pas de consommation de carbone pour la maintenance des microorganismes.

Hypothèse 3 : Seul le carbone organique du substrat varie au cours des différentes réactions.

### 2.2.8.6. Structure du modèle

Nous avons considéré la dégradation des matières organiques dans son ensemble comme une succession de trois étapes (Hydrolyse, Acidogénèse, Méthanogènes) où les produits formés servent de substrat pour l'étape suivante.

La première étape est celle de l'hydrolyse où la matière organique solide  $S_0$  est hydrolysée en composés solubles (protéine, lipides,...), tous assimilés à un substrat  $S_1$ . Ensuite, le substrat  $S_1$  est dégradé en Acides Gras Volatiles (substrat  $S_2$ ) et en dioxyde de carbone par l'action des bactéries acidogènes  $X_1$ . Au niveau de la troisième étape, le substrat  $S_2$  est consommé par les bactéries méthanogènes  $X_2$  pour produire principalement du méthane et du dioxyde de carbone. Nous représentons ce procédé de façon macroscopique par le schéma réactionnel (Maxime Rouez, 2008) suivant :



Avec :

$r_A = \mu_1 [X_1]$  : Vitesse de réaction d'acidogénèse.

$r_M = \mu_2 [X_2]$  : Vitesse de réaction méthanogénèse.

$r_H$  : Vitesse de réaction d'hydrolyse.

$k_i$  : Coefficients de rendements ( $i = 1, 2, 3, 4, 5, 6$ ).

$k_h$  : Constante d'hydrolyse.

### 2.2.8.7. Formulation mathématique du modèle

#### 2.2.8.7.1. Equations régissant le processus de décomposition de la matière organique

Les bilans de matière sur les réacteurs alimentés, sont basés sur la loi de conservation de la masse qui tient compte des flux de matières entrant et sortant, ainsi que sur des réactions

biologiques (Fedailaine et al., 2015). Ainsi, l'évolution de la masse d'un constituant est donnée par la relation : **Entrée + Production = Sortie + Accumulation**

Un bilan de masse effectué sur un réacteur continu (figure 2.12.) nous a permis d'obtenir la relation (2.18).

$$Q_e C_e + rV = Q_s C_s + \frac{d(VC)}{dt} \quad (2.18)$$

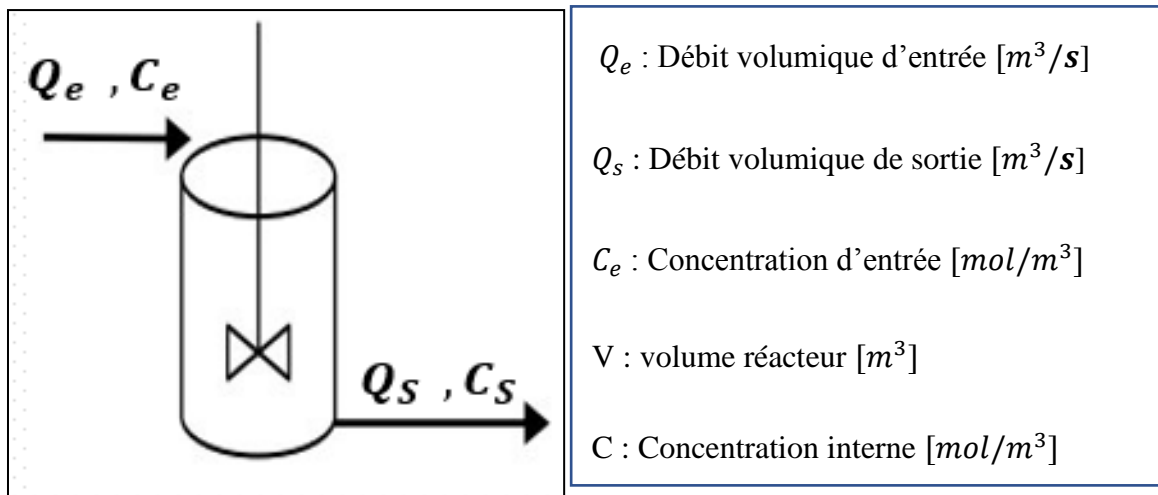


Figure 2.12: Schéma simplifié d'un réacteur continu

Le réacteur étant du type continu avec une alimentation et un soutirage au même débit ; alors nous pouvons écrire la relation suivante :

$$Q_e = Q_s = Q \quad (2.19)$$

De plus, nous formulons l'hypothèse selon laquelle la concentration de sortie du réacteur est la même que celle à l'intérieur du réacteur (réacteur continu parfaitement agité). Nous pouvons écrire la relation ci-après :

$$C_s = C \quad (2.20)$$

Ainsi, la relation (2.18) devient :

$$C \frac{dV}{dt} + V \frac{dC}{dt} = Q(C_e - C) + rV \quad (2.21)$$

Et comme le volume  $V$  du réacteur ne varie pas dans le temps, la relation (2.21) devient :

$$\frac{dC}{dt} = \frac{Q}{V} (C_e - C) + r \quad (2.22)$$

En posant  $D = \frac{Q}{V}$ , nous obtenons l'équation régissant le processus de digestion anaérobie dans un réacteur continu:

$$\frac{dC}{dt} = D(C_e - C) + r \quad (2.23)$$

En appliquant l'équation (2.23), aux microorganismes de concentration  $[X]$  nous obtenons l'équation fondamentale de croissance appelée cinétique de croissance des microorganismes:

$$\frac{d[X]}{dt} = D([X_e] - [X]) + \mu[X] \quad (2.24)$$

En appliquant l'équation (2.23), aux substrats de concentration  $[S]$ , nous obtenons l'équation fondamentale de consommation appelée cinétique de consommation des substrats:

$$\frac{d[S]}{dt} = D([S_e] - [S]) - \frac{1}{Y} \mu[X] \quad (2.25)$$

$\mu$  : Taux ou vitesse spécifique de croissance.

$Y$ : Rendement en biomasse.

En appliquant la cinétique de croissance bactérienne obtenue en (2.24) sur les microorganismes  $X_1$  et  $X_2$  nous obtenons les équations suivantes :

$$\frac{d[X_1]}{dt} = (\mu_1 - D)[X_1] \quad (2.26)$$

$$\frac{d[X_2]}{dt} = (\mu_2 - D)[X_2] \quad (2.27)$$

En appliquant la cinétique de consommation du substrat obtenue en (2.25) sur les substrats  $S_0$ ,  $S_1$  et  $S_2$  nous obtenons les équations suivantes :

$$\frac{d[S_0]}{dt} = D([S_0^{in}] - [S_0]) - k_h[S_0] \quad (2.28)$$

$$\frac{d[S_1]}{dt} = D([S_1^{in}] - [S_1]) + k_h[S_0] - k_1\mu_1[X_1] \quad (2.29)$$

$$\frac{d[S_2]}{dt} = D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_4\mu_2[X_2] \quad (2.30)$$

$k_i$  : Coefficients de rendements ( $i = 1, 2, 4$ ).

$D$  : Taux de dilution.

$[S_i^{in}]$  : Concentration d'entrée du substrat  $S_i$  ( $i = 0, 1, 2$ ).

Les taux de croissance utilisés sont ceux de Monod et de Haldane:

$$\mu_1 = \mu_{1max} \frac{[S_1]}{[S_1] + K_{S_1}} \quad (2.31)$$

$$\mu_2 = \mu_{2max} \frac{[S_2]}{[S_2] + K_{S_2} + \frac{([S_2])^2}{K_{12}}} \quad (2.32)$$

### 2.2.8.7.2. Dynamique du dioxyde de carbone en phase liquide

La digestion anaérobie est un processus de décomposition biologique contrôlé qui se déroule sans oxygène et qui génère à la fois, du biogaz (méthane, dioxyde de carbone, dihydrogène,...) et du digestat. Mais en réalité les produits tels que le méthane, dioxyde de

carbone, dihydrogène sont obtenus d'abord sous leur forme soluble avant qu'ils ne soient transférés dans la phase gazeuse par le phénomène de transfert liquide-gaz. Ainsi, selon les équations des réactions biochimiques (2.15) et (2.16), la dynamique du dioxyde de carbone en phase liquide est donnée par la relation suivante :

$$\frac{d[CO_2L]}{dt} = k_3\mu_1[X_1] + k_5\mu_2[X_2] \quad (2.33)$$

### 2.2.8.7.3. Composition molaire du biogaz

Les teneurs du biogaz en CH<sub>4</sub> et en CO<sub>2</sub> sont calculées à partir des sorties  $q_{CH_4}$  et  $q_{CO_2}$  du modèle. Etant donné que les produits de dégradation sont obtenus d'abord sous leur forme soluble, les produits gazeux sont obtenus par transfert depuis la phase liquide jusqu'à la phase gazeuse. Puisque le méthane est très peu soluble et qu'il se retrouve instantanément dans la phase gazeuse, nous avons choisi de ne représenter que le transfert de dioxyde de carbone de la phase liquide à la phase gazeuse.

Le débit molaire de méthane est lié directement à la croissance de la population bactérienne méthanogène et est défini par :

$$q_{CH_4} = k_6 \mu_2[X_2] \quad (2.34)$$

Quant au débit molaire du dioxyde de carbone, il est obtenu à partir du taux de transfert liquide-gaz basé sur la théorie de deux films. Son expression est donnée par la relation :

$$q_{CO_2} = k_{La}([CO_2L] - K_H P_{CO_2}) \quad (2.35)$$

La pression partielle de dioxyde de carbone se calcule à partir des débits de différents gaz et de la pression totale ( $P_T$ ). D'après la loi de Dalton nous pouvons écrire :

$$P_{CO_2} = \frac{q_{CO_2}}{q_{CO_2} + q_{CH_4}} P_T \quad (2.36)$$

En utilisant les relations (2.34), (2.35) et (2.36) nous obtenons successivement:

$$P_{CO_2} = \frac{k_{La}([CO_2L] - K_H P_{CO_2})}{k_{La}([CO_2L] - K_H P_{CO_2}) + k_6 \mu_2[X_2]} P_T \quad (2.37)$$

$$P_{CO_2} [k_{La}([CO_2L] - K_H P_{CO_2}) + k_6 \mu_2[X_2]] = k_{La} P_T ([CO_2L] - K_H P_{CO_2}) \quad (2.38)$$

$$k_{La} K_H P_{CO_2}^2 - P_{CO_2} (k_{La} [CO_2L] + k_6 \mu_2[X_2] + k_{La} K_H) + k_{La} [CO_2L] P_T = 0 \quad (2.39)$$

$$K_H P_{CO_2}^2 - P_{CO_2} \left( [CO_2L] + \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2[X_2] + K_H P_T \right) + [CO_2L] P_T = 0 \quad (2.40)$$

Le discriminant  $\Delta$  de l'équation (2.40) est successivement égal à :

$$\Delta = \left( [CO_2L] + \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2[X_2] + K_H P_T \right)^2 - 4 K_H P_T [CO_2L] \quad (2.41)$$

$$\Delta = ([CO_2L] + K_H P_T)^2 + 2 \frac{K}{k_{La}} \mu_2 [X_2] ([CO_2] + K_H P_T) + \left( \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2] \right)^2 - 4 K_H P_T [CO_2] \quad (2.42)$$

$$\Delta = ([CO_2L] - K_H P_T)^2 + 2 \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2] ([CO_2] + K_H P_T) + \left( \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2] \right)^2 \quad (2.43)$$

Ce discriminant étant strictement positif alors l'équation (2.40) admet deux solutions dont la plus grande est supérieure à la pression totale; ce qui n'est pas physiquement admissible, donc nous retenons la solution suivante :

$$P_{CO_2} = \frac{[CO_2L] + \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2] + K_H P_T - \sqrt{\Delta}}{2 K_H} \quad (2.44)$$

Les proportions du méthane et du dioxyde de carbone dans le mélange gazeux sont données par:

$$\% CH_4 = \frac{q_{CH_4}}{q_{CO_2} + q_{CH_4}} \times 100 \quad (2.45)$$

$$\% CO_2 = \frac{q_{CO_2}}{q_{CO_2} + q_{CH_4}} \times 100 \quad (2.46)$$

En remplaçant  $q_{CH_4}$  et  $q_{CO_2}$  par leurs expressions respectives, nous obtenons :

$$\% CH_4 = \frac{k_6 \mu_2 [X_2]}{k_6 \mu_2 [X_2] + k_{La} ([CO_2L] - K_H P_{CO_2})} \times 100 \quad (2.47)$$

$$\% CO_2 = \frac{k_{La} ([CO_2L] - K_H P_{CO_2})}{k_6 \mu_2 [X_2] + k_{La} ([CO_2L] - K_H P_{CO_2})} \times 100 \quad (2.48)$$

#### 2.2.8.7.4. Equations différentielles du modèle

Nous obtenons un modèle composé de six (6) équations différentielles fondamentales ordinaires couplées du premier ordre de vecteur d'état :

$$Y = [ [S_0] \ [X_1] \ [S_1] \ [X_2] \ [S_2] \ [CO_2L] ]^T$$

$$\left\{ \begin{array}{l}
 \frac{d[S_0]}{dt} = D([S_0^{in}] - [S_0]) - K_h[S_0] \\
 \frac{d[X_1]}{dt} = (\mu_1 - D)[X_1] \\
 \frac{d[S_1]}{dt} = D([S_1^{in}] - [S_1]) + k_h[S_0] - k_1\mu_1[X_1] \\
 \frac{d[X_2]}{dt} = (\mu_2 - D)[X_2] \\
 \frac{d[S_2]}{dt} = D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_4\mu_2[X_2] \\
 \frac{d[CO_2L]}{dt} = k_3\mu_1[X_1] + k_5\mu_2[X_2] \\
 \% CH_4 = \frac{k_6\mu_2[X_2]}{k_6\mu_2[X_2] + k_{La}([CO_2L] - K_{HP_{CO_2}})} \times 100 \\
 \% CO_2 = \frac{k_{La}([CO_2L] - K_{HP_{CO_2}})}{k_6\mu_2[X_2] + k_{La}([CO_2L] - K_{HP_{CO_2}})} \times 100 \\
 \mu_1 = \mu_{1max} \frac{[S_1]}{[S_1] + K_{S_1}} \\
 \mu_2 = \mu_{2max} \frac{[S_2]}{[S_2] + K_{S_2} + \frac{([S_2])^2}{K_{12}}}
 \end{array} \right. \quad (2.49)$$

### 2.2.8.7.5. Existence et unicité des solutions du système d'équations différentielles

Le présent modèle est un système d'équations différentielles non linéaires, du premier ordre de la forme :  $U'(t) = F(U(t))$  où  $F$  est une fonction continue de  $\mathbb{R}_+^6 \times \mathbb{R}_+$  dans  $\mathbb{R}^6$  :

$$F(t) = \begin{pmatrix} F_1(S_0(t), X_1(t), S_1(t), X_2(t), S_2(t), CO_{2L}(t), t) \\ F_2(S_0(t), X_1(t), S_1(t), X_2(t), S_2(t), CO_{2L}(t), t) \\ F_3(S_0(t), X_1(t), S_1(t), X_2(t), S_2(t), CO_{2L}(t), t) \\ F_4(S_0(t), X_1(t), S_1(t), X_2(t), S_2(t), CO_{2L}(t), t) \\ F_5(S_0(t), X_1(t), S_1(t), X_2(t), S_2(t), CO_{2L}(t), t) \\ F_6(S_0(t), X_1(t), S_1(t), X_2(t), S_2(t), CO_{2L}(t), t) \end{pmatrix}; \quad U(t) = \begin{pmatrix} [S_0(t)] \\ [X_1(t)] \\ [S_1(t)] \\ [X_2(t)] \\ [S_2(t)] \\ [CO_{2L}(t)] \end{pmatrix}$$

$$F(t) = \begin{pmatrix} D([S_0^{in}] - [S_0]) - K_h[S_0] \\ (\mu_1 - D)[X_1] \\ D([S_1^{in}] - [S_1]) + k_h[S_0] - k_1\mu_1[X_1] \\ (\mu_2 - D)[X_2] \\ D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_4\mu_2[X_2] \\ k_3\mu_1[X_1] + k_5\mu_2[X_2] \end{pmatrix} \quad U'(t) = \begin{pmatrix} \frac{d[S_0(t)]}{dt} \\ \frac{d[X_1(t)]}{dt} \\ \frac{d[S_1(t)]}{dt} \\ \frac{d[X_2(t)]}{dt} \\ \frac{d[S_2(t)]}{dt} \\ \frac{d[CO_{2L}(t)]}{dt} \end{pmatrix}$$

$F$  étant de classe  $C^\infty$  par rapport à  $U$ , donc localement lipschitzienne par rapport à  $U$  sur  $\mathbb{R}_+^6$ . Par ailleurs,  $F$  est continue par rapport à  $t$ , ce qui implique l'existence et l'unicité d'une solution maximale du problème de Cauchy (Lambert, 1976) associé au système différentiel non linéaire sur l'intervalle  $[0; t_{max}]$ , où  $t_{max} > 0$ , pour une condition initiale  $U_0 \in \mathbb{R}_+^6$ . Biologiquement,

les seules solutions significatives sont les solutions positives ; c'est pourquoi nous avons limité notre étude sur  $\mathbb{R}_+^6$ .

### 2.2.8.7.6. Etude de la stabilité des ponts d'équilibre du sous-modèle sans inhibition

Dans le but de connaître les premiers paramètres de contrôle du présent modèle, nous proposons d'étudier la stabilité de l'équilibre du sous-modèle sans inhibition.

Etudier l'équilibre du modèle revient à étudier ici l'équilibre du système d'équations fondamentales dudit modèle. Alors, considérons le système d'équations fondamentales suivant :

$$\begin{cases} \frac{d[S_0]}{dt} = D([S_0^{in}] - [S_0]) - K_h[S_0] \\ \frac{d[X_1]}{dt} = (\mu_1 - D)[X_1] \\ \frac{d[S_1]}{dt} = D([S_1^{in}] - [S_1]) + k_h[S_0] - k_1\mu_1[X_1] \\ \frac{d[X_2]}{dt} = (\mu_2 - D)[X_2] \\ \frac{d[S_2]}{dt} = D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_3\mu_2[X_2] \end{cases} \quad (2.50)$$

La première équation du système (2.50) peut-être découplée du reste du système puisque, l'évolution de la variable  $[S_0]$  est indépendante de l'évolution des autres variables.

De même, l'évolution du couple de variables  $([S_1], [X_1])$  du sous-modèle sans inhibition est indépendante de l'évolution du couple de variables  $([S_2], [X_2])$  du sous-modèle avec inhibition.

Cherchons à présent les points où les dérivées premières sont nulles. Ainsi, nous posons :

$$\begin{cases} D([S_0^{in}] - [S_0]) - K_h[S_0] & = 0 \\ (\mu_1 - D)[X_1] & = 0 \\ D([S_1^{in}] - [S_1]) + K_h[S_0] - k_1\mu_1[X_1] & = 0 \\ (\mu_2 - D)[X_2] & = 0 \\ D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_3\mu_2[X_2] & = 0 \end{cases} \quad (2.51)$$

De la première équation du système (2.51) on déduit que :

$$D([S_0^{in}] - [S_0]) - K_h[S_0] = 0 \Leftrightarrow [S_0] = \frac{D}{K_h+D} [S_0^{in}]$$

La première équation du système (2.51) dépend uniquement de la variable  $[S_0]$  et cette variable converge globalement vers son équilibre  $[S_0^*] = \frac{D}{K_h+D} [S_0^{in}]$ .

À l'équilibre de la variable  $[S_0]$ , les quatre dernières équations du système (2.50) se réduisent au système d'équations (2.52).

$$\begin{cases} \frac{d[X_1]}{dt} = (\mu_1 - D)[X_1] \\ \frac{d[S_1]}{dt} = D([S_1^{\theta in}] - [S_1]) - k_1\mu_1[X_1] \\ \frac{d[X_2]}{dt} = (\mu_2 - D)[X_2] \\ \frac{d[S_2]}{dt} = D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_3\mu_2[X_2] \end{cases} \quad (2.52)$$

Où

$$[S_1^{\theta in}] = [S_1^{in}] + \frac{K_h}{K_h + D}[S_0^{in}] \quad (2.53)$$

De la première équation du système (2.51) on déduit que :  $[X_1] = 0$  ou  $\mu_1 = D$

En utilisant la deuxième équation du système (2.51),  $[X_1] = 0$  implique que  $[S_1] = [S_1^{\theta in}]$ .

Ainsi, le régime permanent correspondant est le lessivage ( $[X_1^*] = 0, [S_1^*] = [S_1^{\theta in}]$ ).

Supposons à présent que l'équation  $\mu_1([S_1]) = D$  admet une solution notée  $[S_1^*]$ , alors dans ce cas nous obtenons la relation (2.54) à partir de la troisième équation du système (2.51).

$$D([S_1^{\theta in}] - [S_1^*]) - k_1\mu_1[X_1^*] = 0 \quad (2.54)$$

De cette relation, on en déduit que :  $[X_1^*] = \frac{D([S_1^{\theta in}] - [S_1^*])}{k_1\mu_1}$  et en utilisant la relation du taux de croissance de Monod, nous obtenons :

$$[S_1^*] = \frac{DK_{S_1}}{\mu_{1max} - D} \quad (2.55)$$

Remarquons que  $[X_1^*]$  est positif si  $[S_1^*] < [S_1^{\theta in}]$ . Alors, sous l'hypothèse que l'équation  $\mu_1([S_1]) = D$  admette une solution  $[S_1^*]$  vérifiant la propriété  $[S_1^*] < [S_1^{\theta in}]$ , le sous-modèle sans inhibition admet un deuxième équilibre ( $[X_1^*] = \frac{D([S_1^{\theta in}] - [S_1^*])}{k_1\mu_1}, [S_1^*] = \frac{DK_{S_1}}{\mu_{1max} - D}$ ).

La linéarisation du sous-modèle sans inhibition en un équilibre ( $[S_1^*], [X_1^*]$ ) est le système linéaire défini par :

$$\begin{cases} \frac{d[S_1]}{dt} = a[S_1] + b[X_1] \\ \frac{d[X_1]}{dt} = c[S_1] + d[X_1] \end{cases} \quad (2.56)$$

Où  $\begin{bmatrix} a & b \\ c & d \end{bmatrix}$  est la matrice Jacobienne  $J_1$  évaluée en ( $[S_1^*], [X_1^*]$ ). C'est-à-dire

$$J_1 = \begin{bmatrix} -D - k_1\mu'_1([S_1^*])[X_1^*] & -k_1\mu_1([S_1^*]) \\ \mu'_1([S_1^*])[X_1^*] & \mu_1([S_1^*]) - D \end{bmatrix}$$

❖ En évaluant la matrice Jacobienne  $J_1$  au point d'équilibre ( $[X_1^*] = 0, [S_1^*] = [S_1^{\theta in}]$ ), nous obtenons :

$$J_1 = \begin{bmatrix} -D & -k_1\mu_1([S_1^{\theta in}]) \\ 0 & \mu_1([S_1^{\theta in}]) - D \end{bmatrix}$$

Les valeurs propres de la matrice  $J_1$  sont alors  $\lambda_1 = -D$  et  $\lambda_2 = \mu_1([S_1^{\theta in}]) - D$ .

Si  $\mu_1([S_1^{\theta in}]) < D$  alors les valeurs propres  $\lambda_1$  et  $\lambda_2$  seraient toutes négatives et par conséquent l'équilibre ( $[X_1^*] = 0, [S_1^*] = [S_1^{\theta in}]$ ) serait localement asymptotiquement stable. Par contre, si  $\mu_1([S_1^{\theta in}]) > D$  la valeur propre  $\lambda_2$  serait positive et par suite, l'équilibre ( $[X_1^*] = 0, [S_1^*] = [S_1^{\theta in}]$ ) serait instable.

❖ En évaluant la matrice Jacobienne  $J_2$  au point d'équilibre ( $[X_1^*] = \frac{D([S_1^{\theta in}] - [S_1^*])}{k_1\mu_1}$ ,  $[S_1^*] = \frac{DK_{S_1}}{\mu_{1max} - D}$ ) nous obtenons :

$$J_2 = \begin{bmatrix} -D - k_1\mu'_1([S_1^*]) [X_1^*] & -k_1D \\ \mu'_1([S_1^*]) [X_1^*] & 0 \end{bmatrix}$$

Les valeurs propres  $\lambda_3$  et  $\lambda_4$  de cette matrice vérifient les conditions suivantes:

$\lambda_3 + \lambda_4 = trace(J_2) < 0$  et  $\lambda_3 \times \lambda_4 > 0$ . Ainsi, le régime permanent ( $[X_1^*] = \frac{D([S_1^{\theta in}] - [S_1^*])}{k_1\mu_1}$ ,  $[S_1^*] = \frac{DK_{S_1}}{\mu_{1max} - D}$ ) est localement asymptotiquement stable. En supposant qu'il existe une valeur critique  $D_{Critique}$  du taux de dilution du digesteur continu tel que  $D_{Critique} = \mu_1([S_1^{\theta in}])$  alors nous pouvons retenir la proposition suivante pour le sous-modèle sans inhibition.

**Proposition 1 :**

- i) Si  $D > D_{Critique}$  alors le système possède un seul point d'équilibre à savoir : le lessivage ( $[X_1^*] = 0, [S_1^*] = [S_1^{\theta in}]$ ) qui est stable.
- ii) Si  $D < D_{Critique}$  alors le système possède deux régimes permanents à savoir : le lessivage ( $[X_1^*] = 0, [S_1^*] = [S_1^{\theta in}]$ ) qui est instable et l'équilibre stable

$$([X_1^*] = \frac{D([S_1^{\theta in}] - [S_1^*])}{k_1\mu_1}, [S_1^*] = \frac{DK_{S_1}}{\mu_{1max} - D}).$$

**2.2.8.7.7. Algorithme de résolution numérique.**

Afin de résoudre numériquement le système d'équations différentielles du présent modèle, nous avons reformulé ce système d'équations de la façon suivante :

$$\frac{dY}{dt} = F(Y, t); \quad F = [F_1 \quad F_2 \quad F_3 \quad F_4 \quad F_5 \quad F_6]^T;$$

$$Y = [ [S_0] \quad [X_1] \quad [S_1] \quad [X_2] \quad [S_2] \quad [CO_2L] ]^T$$

$$\begin{cases} F_1(Y, t) = D([S_0^{in}] - [S_0]) - K_h[S_0] \\ F_2(Y, t) = (\mu_1 - D)[X_1] \\ F_3(Y, t) = D([S_1^{in}] - [S_1]) + k_h[S_0] - k_1\mu_1[X_1] \\ F_4(Y, t) = (\mu_2 - \alpha D)[X_2] \\ F_5(Y, t) = D([S_2^{in}] - [S_2]) + k_2\mu_1[X_1] - k_4\mu_2[X_2] \\ F_6(Y, t) = k_3\mu_1[X_1] + k_5\mu_2[X_2] \end{cases}$$

Pour la résolution numérique du présent modèle, nous avons utilisé le solveur ODE avec un programme informatique écrit sous l'environnement **SCILAB** version 5.5.2 et mis en œuvre pour les différentes simulations du procédé. Les résultats représentant la solution numérique des équations différentielles ordinaires du système de digestion anaérobie ont été représentés graphiquement en utilisant l'interface graphique du logiciel **OriginLab** version Origin85.

L'algorithme utilisé pour la résolution numérique du système d'équations différentielles se présente comme suit :

- ❖ Programmation dans SCILAB de la fonction  $F(Y, t)$ .
- ❖ Définition des conditions initiales  $Y_0$ .
- ❖ Définition des temps initiaux et finaux  $t_0$  et  $t_n$ .
- ❖ Choix automatique de la discrétisation et du schéma adapté.
- ❖ Calcul de la solution  $Y$  au temps final  $t_n$  :  $Y = ode(Y_0, t_0, t_n, F)$
- ❖ Programmation des sorties graphiques de production.
- ❖ Programmation du calcul et de l'affichage des teneurs en  $CH_4$  et en  $CO_2$ .

### 2.2.8.7.8. Modélisation de l'influence du ratio Carbone /Azote du substrat initial et de la température

#### 2.2.8.7.8.1. Intégration au modèle du paramètre « ratio C/N du substrat initial »

Les substrats organiques étant des substances carbonées et donc leur dégradation est assimilée à la consommation de leur carbone organique par des microorganismes. En désignant par  $C_{S_i}$  les teneurs en carbone des substrats  $S_i$  ( $i = 0, 1, 2$ ) et en se plaçant sous la troisième hypothèse simplificatrice (seul le carbone du substrat intervient dans les différentes réactions de la digestion anaérobie), nous obtenons une nouvelle structure qui se présente comme suit :



A partir du système (2.50) nous remplaçons la variable  $S_i$  par la variable  $C_{S_i}$  pour obtenir le système suivant :

$$\begin{cases} \frac{dX_1}{dt} = (\mu_1 - D)X_1 \\ \frac{dX_2}{dt} = (\mu_2 - D)X_2 \\ \frac{dC_{S_0}}{dt} = D(C_{S_0}^{in} - C_{S_0}) - k_h C_{S_0} \\ \frac{dC_{S_1}}{dt} = D(C_{S_1}^{in} - C_{S_1}) + k_h C_{S_0} - k_1 \mu_1 X_1 \\ \frac{dC_{S_2}}{dt} = D(C_{S_2}^{in} - C_{S_2}) + k_2 \mu_1 X_1 - k_4 \mu_2 X_2 \end{cases} \quad (2.60)$$

Nous savons que la concentration massique en carbone du substrat est donnée par la formule :

$$C_S = \frac{m_{C_S}}{M_{C_S}} \quad (2.61)$$

$m_{C_S}$  : Masse de carbone organique contenue dans le substrat S.

$M_{C_S}$  : Masse molaire du carbone.

A partir de la relation (2.61), nous déduisons l'expression de la masse en carbone du substrat selon la formule suivante :

$$m_{C_S} = C_S \times M_{C_S} \quad (2.62)$$

De même, nous établissons l'expression de la masse en azote du substrat S par :

$$m_{N_S} = N_S \times M_{N_S} \quad (2.63)$$

Le rapport Carbone/Azote ( $R_{C/N}^S$ ) étant un rapport de masses alors des relations (2.62) et (2.63) nous pouvons écrire :

$$R_{C/N}^S = \frac{C_S \times M_{C_S}}{N_S \times M_{N_S}} \quad (2.64)$$

A partir de la formule (2.64), le calcul de la concentration en carbone du substrat est donné par :

$$C_S = \frac{N_S \times M_{N_S} \times R_{C/N}^S}{M_{C_S}} \quad (2.65)$$

En remplaçant  $M_{C_S}$  et  $M_{N_S}$  par leurs valeurs respectives ( $M_{C_S} = 12 \text{ g/mol}$ ,  $M_{N_S} = 14 \text{ g/mol}$ ) dans la relation (2.65), nous obtenons l'expression de la concentration en carbone du substrat en fonction du ratio Carbone/Azote du substrat :

$$C_S = \frac{7}{6} N_S \times R_{C/N}^S \quad (2.66)$$

Ainsi, en remplaçant la variable  $C_S$  par  $\frac{7}{6} N_S \times R_{C/N}^S$  dans le système d'équations (2.60) nous obtenons le système suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX_1}{dt} = (\mu_1 - D)X_1 \\ \frac{dX_2}{dt} = (\mu_2 - D)X_2 \\ \frac{d\left(\frac{7}{6}N_{S_0}R_{C/N}^{S_0}\right)}{dt} = D\left(\frac{7}{6}N_{S_0}R_{C/N}^{S_0in} - \frac{7}{6}N_{S_0}R_{C/N}^{S_0}\right) - \frac{7}{6}N_{S_0}k_hR_{C/N}^{S_0} \\ \frac{d\left(\frac{7}{6}N_{S_1}R_{C/N}^{S_1}\right)}{dt} = D\left(\frac{7}{6}N_{S_1}R_{C/N}^{S_1in} - \frac{7}{6}N_{S_1}R_{C/N}^{S_1}\right) + \frac{7}{6}N_{S_0}k_hR_{C/N}^{S_0} - k_1\mu_1X_1 \\ \frac{d\left(\frac{7}{6}N_{S_2}R_{C/N}^{S_2}\right)}{dt} = D\left(\frac{7}{6}N_{S_2}R_{C/N}^{S_2in} - \frac{7}{6}N_{S_2}R_{C/N}^{S_2}\right) + k_2\mu_1X_1 - k_4\mu_2X_2 \end{array} \right. \quad (2.67)$$

Sous la troisième hypothèse simplificatrice, nous déduisons que  $N_{S_0} = N_{S_1} = N_{S_2}$ . Par suite, le système d'équations (2.67) devient :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX_1}{dt} = (\mu_1 - D)X_1 \\ \frac{dX_2}{dt} = (\mu_2 - D)X_2 \\ \frac{d(R_{C/N}^{S_0})}{dt} = D\left(R_{C/N}^{S_0in} - R_{C/N}^{S_0}\right) - k_hR_{C/N}^{S_0} \\ \frac{d(R_{C/N}^{S_1})}{dt} = D\left(R_{C/N}^{S_1in} - R_{C/N}^{S_1}\right) + \frac{N_{S_0}}{N_{S_1}}k_hR_{C/N}^{S_0} - \frac{6}{7N_{S_1}}k_1\mu_1X_1 \\ \frac{d(R_{C/N}^{S_2})}{dt} = D\left(R_{C/N}^{S_2in} - R_{C/N}^{S_2}\right) + \frac{6}{7N_{S_2}}k_2\mu_1X_1 - \frac{6}{7N_{S_2}}k_4\mu_2X_2 \end{array} \right. \quad (2.68)$$

### 2.2.8.7.8.2. Intégration au modèle du paramètre « température »

Comme dans la plupart des réactions chimiques, la température induit une augmentation de la vitesse des réactions quand elle s'élève. La loi d'Arrhenius modélise ce phénomène en définissant la constante de vitesse d'une réaction chimique.

L'influence de la température sur la méthanisation ne peut cependant se réduire strictement à des lois de la chimie. En effet, les bactéries, selon leur espèce, ont une température de croissance optimale. Une température supérieure ou inférieure à cette zone de croissance induit une diminution, voire une absence de développement de ces microorganismes.

Afin d'avoir la température comme une entrée dans ce modèle, nous avons utilisé la formule de Ratkowsky<sup>3</sup> qui donne le taux de croissance bactérienne maximal en fonction de la température.

En effet, dans la digestion anaérobie tous les facteurs mesurables, ayant une influence sur le taux de croissance ( $\mu$ ), sont indépendants et interviennent de façon multiplicative (Zwietering et al., 1991) :

$$\mu = f(\text{température}) \times f(pH) \times f(\text{autres}_1) \times \dots \times f(\text{autres}_n) \quad (2.69)$$

L'effet de chaque facteur sur la vitesse de croissance peut être représenté par une fraction du taux de croissance maximum (Zwietering et al., 1991) :

$$\gamma(f_i) = \frac{\mu(f_i)}{\mu_{opt}} \quad (2.70)$$

Le taux maximal de croissance bactérienne est donné par :

$$\mu_{max} = \mu_{opt} \prod_{i=1}^n \gamma(f_i) \quad (2.71)$$

Les  $f_i$  représentent les facteurs environnementaux influant sur le processus tels que la température, la teneur en eau, le pH etc...

En utilisant les formules (2.70) et (2.71) dans le cadre du présent travail où nous étudions l'influence de la température, nous obtenons :

$$\mu_{max} = \mu(T) \quad (2.72)$$

C'est ainsi que (D A Ratkowsky, R K Lowry, T A McMeekin, 1983) ont développé le modèle de type racine carrée qui a connu des extensions plus tard. Nous avons considéré le modèle de type racine carrée Ratkowsky3 car il est le plus approprié pour décrire le taux de croissance maximal en fonction de la température. Son expression est :

$$\mu_{max} = [b(T - T_{min})]^2 (1 - \exp[c(T - T_{max})]) \quad (2.73)$$

où b et c sont des paramètres constants du modèle obtenus par régression, T est la température en °C,  $T_{min}$  est la température minimum de croissance et  $T_{max}$  est la température maximum de croissance.

En utilisant la relation (2.73) dans les formules des taux de croissance utilisés nous obtenons :

$$\mu_1 = [b_1(T - T_{min})]^2 (1 - \exp[c_1(T - T_{max})]) \frac{[S_1]}{[S_1] + K_{S_1}} \quad (2.74)$$

$$\mu_2 = [b_2(T - T_{min})]^2 (1 - \exp[c_2(T - T_{max})]) \frac{[S_2]}{[S_2] + K_{S_2} + \frac{([S_2])^2}{K_{12}}} \quad (2.75)$$

### 2.2.8.7.8.3. Modèle en fonction du ratio C/N du substrat initial et de la température

Tenant compte des éléments de modélisation de l'influence du ratio C/N du substrat et de la température, développés ci-dessus et en combinant le système (2.68) puis les relations (2.74) et (2.75), nous obtenons le système (2.76) d'équations différentielles du modèle couplé fonction du ratio C/N du substrat initial et de la température. Le modèle est composé de 6 équations différentielles fondamentales ordinaires couplées du premier ordre de vecteur d'état

$$Y \text{ défini par: } Y = \left[ R_{C/N}^{S_0} \quad [X_1] \quad R_{C/N}^{S_1} \quad [X_2] \quad R_{C/N}^{S_2} \quad [CO_2L] \right]^T$$

Les équations du modèle de couplage sont décrites dans le système suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l}
 \frac{dX_1}{dt} = (\mu_1 - D)X_1 \\
 \frac{dX_2}{dt} = (\mu_2 - D)X_2 \\
 \frac{d\left(\frac{R_C^{S_0}}{N}\right)}{dt} = D\left(\frac{R_C^{S_0 in}}{N} - \frac{R_C^{S_0}}{N}\right) - k_h \frac{R_C^{S_0}}{N} \\
 \frac{d\left(\frac{R_C^{S_1}}{N}\right)}{dt} = D\left(\frac{R_C^{S_1 in}}{N} - \frac{R_C^{S_1}}{N}\right) + \frac{N_{S_0}}{N_{S_1}} k_h \frac{R_C^{S_0}}{N} - \frac{6}{7 N_{S_1}} k_1 \mu_1 X_1 \\
 \frac{d\left(\frac{R_C^{S_2}}{N}\right)}{dt} = D\left(\frac{R_C^{S_2 in}}{N} - \frac{R_C^{S_2}}{N}\right) + \frac{6}{7 N_{S_2}} k_2 \mu_1 X_1 - \frac{6}{7 N_{S_2}} k_4 \mu_2 X_2 \\
 \frac{d[CO_2L]}{dt} = k_3 \mu_1 [X_1] + k_5 \mu_2 [X_2] \\
 P_{CO_2} = \frac{[CO_2L] + \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2] + K_H P_T - \sqrt{\Delta}}{2K_H} \\
 \Delta = ([CO_2L] - K_H P_T)^2 + 2 \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2] ([CO_2L] + K_H P_T) + \left(\frac{k_6}{k_{La}} \mu_2 [X_2]\right)^2 \\
 \% CH_4 = \frac{k_6 \mu_2 [X_2]}{k_6 \mu_2 [X_2] + k_{La} ([CO_2L] - K_H P_{CO_2})} \times 100 \\
 \% CO_2 = \frac{k_{La} ([CO_2L] - K_H P_{CO_2})}{k_6 \mu_2 [X_2] + k_{La} ([CO_2L] - K_H P_{CO_2})} \times 100 \\
 \mu_1 = [b_1(T - T_{min})]^2 (1 - \exp[c_1(T - T_{max})]) \frac{a_1}{a_1 + K_{S_1}} \\
 \mu_2 = [b_2(T - T_{min})]^2 (1 - \exp[c_2(T - T_{max})]) \frac{a_2}{a_2 + K_{S_2} + \frac{(a_2)^2}{K_{12}}} \\
 a_1 = \frac{7}{6} N_{S_1} \frac{R_C^{S_1}}{N} \\
 a_2 = \frac{7}{6} N_{S_2} \frac{R_C^{S_2}}{N}
 \end{array} \right. \quad (2.76)$$

### 2.2.7.8.1. Conditions expérimentales et identification des paramètres du modèle

Nous avons regroupé les paramètres fonctionnels du modèle en deux catégories : les paramètres fonctionnels d'entrée et les paramètres structurels.

#### ❖ Paramètres fonctionnels d'entrée

Ils représentent les sollicitations externes du système. Il s'agit essentiellement des caractéristiques biochimiques de l'influent du digesteur ainsi que le taux de dilution.

#### ❖ Paramètres structurels

Ils sont constitués des paramètres relatifs à la cinétique de croissance bactérienne des biomasses (Taux de croissance maximal bactérienne, constantes de demi-saturation, constante d'hydrolyse, constante d'inhibition associée au substrat  $S_2$ , coefficients de rendement du procédé) et les constantes physico-chimiques (coefficient de transfert volumique gaz/liquide, constante de Henry).

Pour résoudre numériquement le système d'équations différentielles du premier ordre, il faut fournir les conditions initiales, qui sont les estimations des quantités initiales des concentrations des substrats et des bactéries au démarrage du bioréacteur. Les différentes valeurs sont présentées dans les tableaux 2.6 et 2.7.

**Tableau 2.6:** Conditions opératoires

Paramètres	$S_0^{in}$	$X_1^{in}$	$X_2^{in}$	$T$	$pH$	$D$
Valeurs	33,34 g/l	11,11 g/l	8,33 g/l	28°C	6.8	0

**Tableau 2.7:** Conditions initiales

Variables	$S_0$	$X_1$	$X_2$	$S_1$	$S_2$	$V_{CO_2}$	$V_{CH_4}$
Valeurs	33,34 g/l	11,11 g/l	8,33 g/l	0	0	0	0

Les différentes valeurs des paramètres de Ratkowsky (Zwietering et al., 1991) sont comme suit :  $b_1 = 0.041$  ;  $b_2=0.00254$  ;  $c_1=0.161$  ;  $c_2=0.161$  ;  $T_{min}= 20$  °C ;  $T_{max}=45$  °C.

L'identification des paramètres du modèle nécessite des données expérimentales adéquates. Nous ne disposons que des productions journalières et cumulées du biogaz comme données expérimentales. Cependant, une analyse extensive de la littérature nous a fourni les gammes de valeurs de ces paramètres. Pour l'estimation de certains de ces paramètres, nous avons utilisé la fonction d'optimisation « **fminsearch** » de l'environnement SCILAB. Cette fonction est conçue pour estimer la valeur des paramètres d'un système d'équations différentielles ordinaires non linéaires. « **fminsearch** » est une fonction qui fait appel à deux sous-fonctions qui sont la sous-fonction explicitant le système d'équations (solveur ODE) avec les sorties du modèle, ainsi que la sous-fonction « **to workspace** » permettant de stocker les résultats de la simulation dans l'environnement SCILAB. La méthode de minimisation des erreurs entre les valeurs mesurées et les valeurs prédites de biogaz, exprimée par l'équation (2.3) est utilisée. La fonction de coût permet de renvoyer à chaque itération, la distance entre la courbe simulée du système et celle des données expérimentales. Les résultats sont générés numériquement à partir d'un script en itérant jusqu'à trouver la solution optimale dans l'intervalle défini. La

description, les plages de variations et les valeurs estimées de ces paramètres sont présentées dans le tableau 2.8.

**Tableau 2.8:** Valeurs des paramètres structurels du modèle (Daoud, 2018), (Bollon, 2012)

Paramètres	Significations	Intervalles	Valeurs estimées	Unités
$k_1$	Rendement lié à la dégradation du substrat $S_1$ .	[1,8 ; 5]	2,5	(g/g)
$k_2$	Rendement lié à la production des AGV	[1,1 ; 12]	4	(g/g)
$k_3$	Rendement lié à la consommation des AGV	[0,27 ; 28]	1,3	(g/g)
$k_4$	Rendement lié à la production de $CO_2$ par $X_1$	[2 ; 55]	2,6	(g/g)
$k_5$	Rendement lié à la production de $CO_2$ par $X_2$	[0,333 ; 35]	1,3	(g/g)
$k_6$	Rendement lié à la production de $CH_4$	[0,44 ; 46]	2,5	( $l^2/mg$ )
$K_{S_1}$	Constante de demi-saturation associée au substrat $S_1$ .	[130 ; 230]	160	(mg/l)
$K_{S_2}$	Constante de demi-saturation associée au substrat $S_2$ .	[0,1 ; 2]	0,82	(mg/l)
$k_h$	Constante d'hydrolyse	[0,1 ; 0,85]	0,1	$j^{-1}$
$K_{I_2}$	Constante d'inhibition associée au substrat $S_2$ .	[1 ; 20]	5	(mg/l)
$k_{La}$	Coefficient de transfert volumique gaz/liquide	[0,17 ; 0,9]	0,6	$j^{-1}$
$K_H$	Constante de Henry	[1 ; 12]	1	$mmol.l^{-1}.atm^{-1}$

**Conclusion**

Ce deuxième chapitre a présenté, le matériel et les méthodes utilisés dans le cadre des études expérimentales et numériques. Le matériel est essentiellement composé des échantillons des substrats ainsi que des appareils utilisés pour réaliser les différentes expériences. Les méthodes utilisées sont d'abord celles des normes internationales relatives à la caractérisation des substrats utilisés. Ensuite, les méthodes mathématiques ont été utilisées pour l'étude de la stabilité des points d'équilibres du modèle et enfin, les méthodes statistiques ont été utilisées pour les calculs d'erreurs.

## **CHAPITRE 3 : RESULTATS ET DISCUSSIONS**

## CHAPITRE 3 : RESULTATS ET DISCUSSIONS

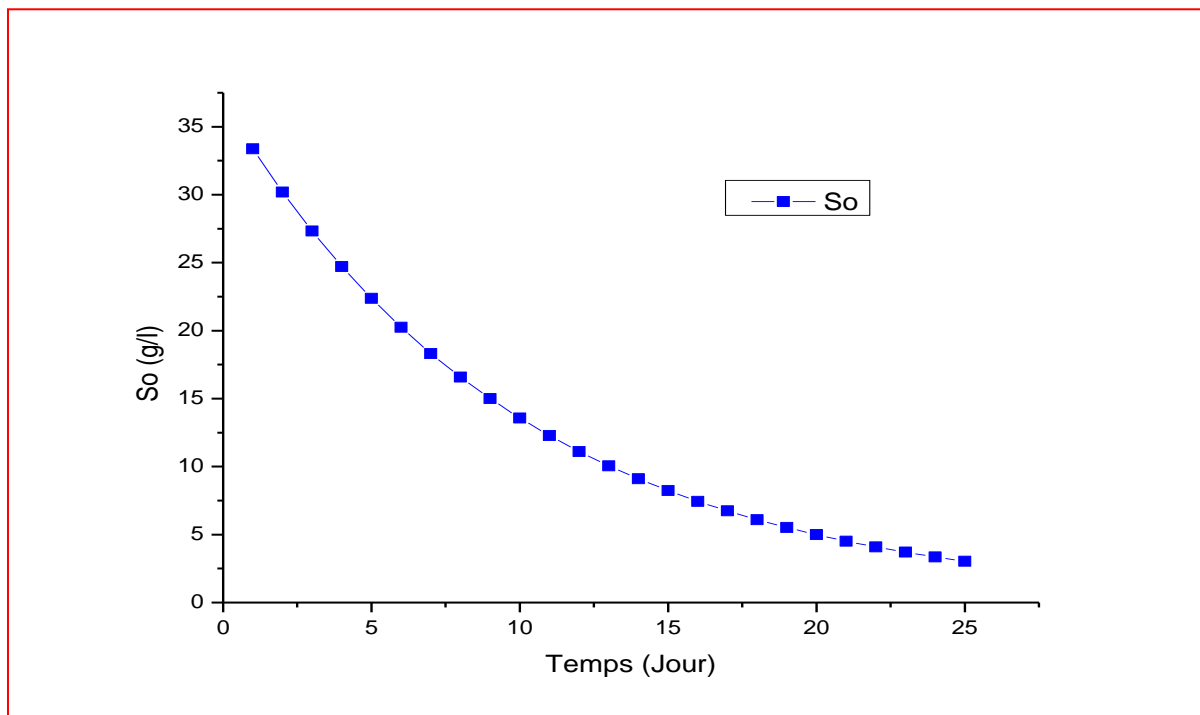
### Introduction

Dans ce dernier chapitre, nous présentons les résultats de nos travaux suivis de leurs discussions. Nous présentons d'abord les résultats des différentes simulations du modèle de base, suivis successivement des résultats expérimentaux et de validation du modèle. Enfin, les résultats de l'étude de l'influence combinée du ratio C/N du substrat d'alimentation et de la température sur la production du biogaz sont présentés. Aussi, les discussions ainsi que les recommandations sont-elles présentées.

### 3.1. Présentation des résultats de simulations du modèle de base

#### 3.1.1. Evolution de la concentration des variables fonctionnelles du modèle

Les résultats de simulations permettant de visualiser graphiquement l'évolution temporelle des variables fonctionnelles du modèle de base sont présentés sur les figures 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 et 3.5. Ces résultats permettent d'apprécier la capacité du modèle à prédire l'évolution réelle de chacune de ses variables fonctionnelles. La figure 3.1 présente l'évolution, en fonction du temps, de la concentration simulée du substrat initial ( $S_0$ ).

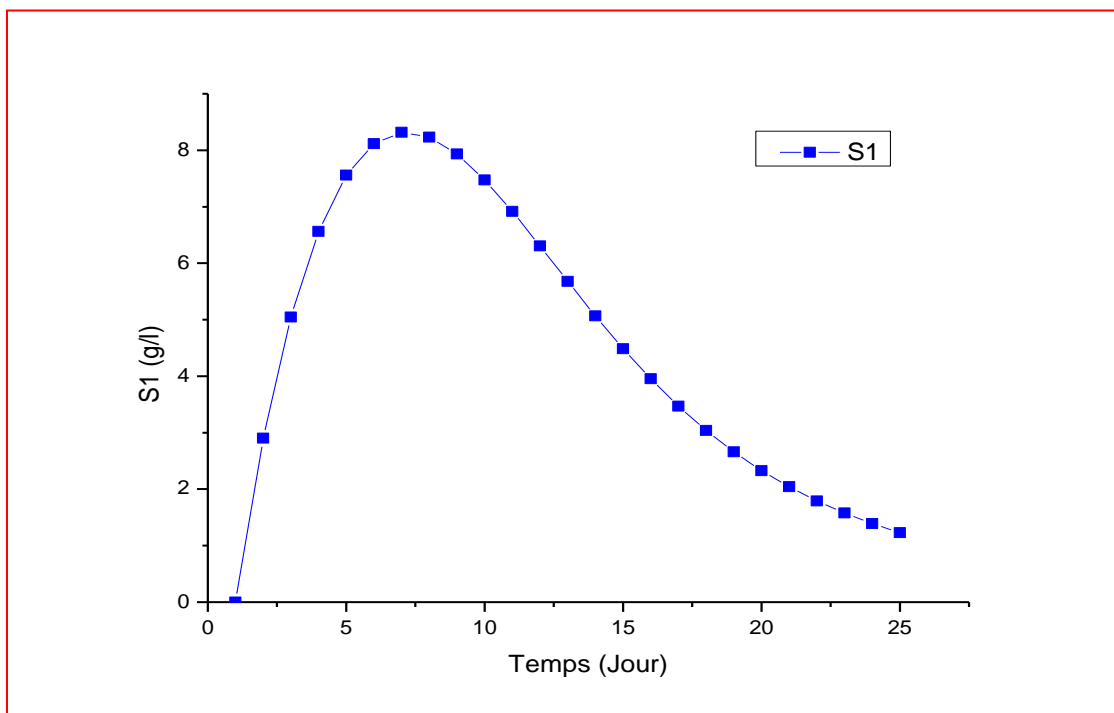


**Figure 3.1:** Evolution du substrat initial en fonction du temps (modèle).

Sur la figure 3.1, nous notons une diminution progressive de la concentration du substrat d'alimentation. Initialement à 33,37 g/l, cette concentration passe à 3,03 g/l le 25<sup>ème</sup> jour. Cette

décroissance peut s'expliquer par une décomposition progressive du substrat complexe initial grâce aux bactéries hydrolytiques par l'intermédiaire d'enzymes extracellulaires, en composés solubles aptes à franchir les membranes cellulaires bactériennes. Ces résultats indiquent clairement que l'évolution de la première variable d'état du présent modèle est en bon accord avec la cinétique de dégradation d'un substrat dans un environnement anaérobie.

Aussi, le suivi de la concentration du substrat soluble  $S_1$  a été effectué lors de la simulation du présent modèle et les résultats sont présentés sous forme d'une courbe visualisée sur la figure 3.2. Sur cette figure, nous assistons à une augmentation très rapide de la concentration du substrat soluble pendant les premiers jours (2<sup>ème</sup> au 4<sup>ème</sup> jour) de méthanisation. Ensuite, cette augmentation devient progressive jusqu'au 7<sup>ème</sup> jour où elle atteint un pic de 8,32 g/l. Après le 7<sup>ème</sup> jour, la concentration diminue progressivement jusqu'à la fin du procédé en passant de 8,32 à 1,23 g/l. Ces résultats s'expliquent par une accumulation dans la phase liquide des composés solubles en début de réaction. Ensuite, les composés accumulés ont été dégradés par les microorganismes acidogènes présents initialement à une concentration de 11,12 g/l pour former les Acides Gras Volatils. Tout ceci témoigne d'une hydrolyse lente au démarrage.

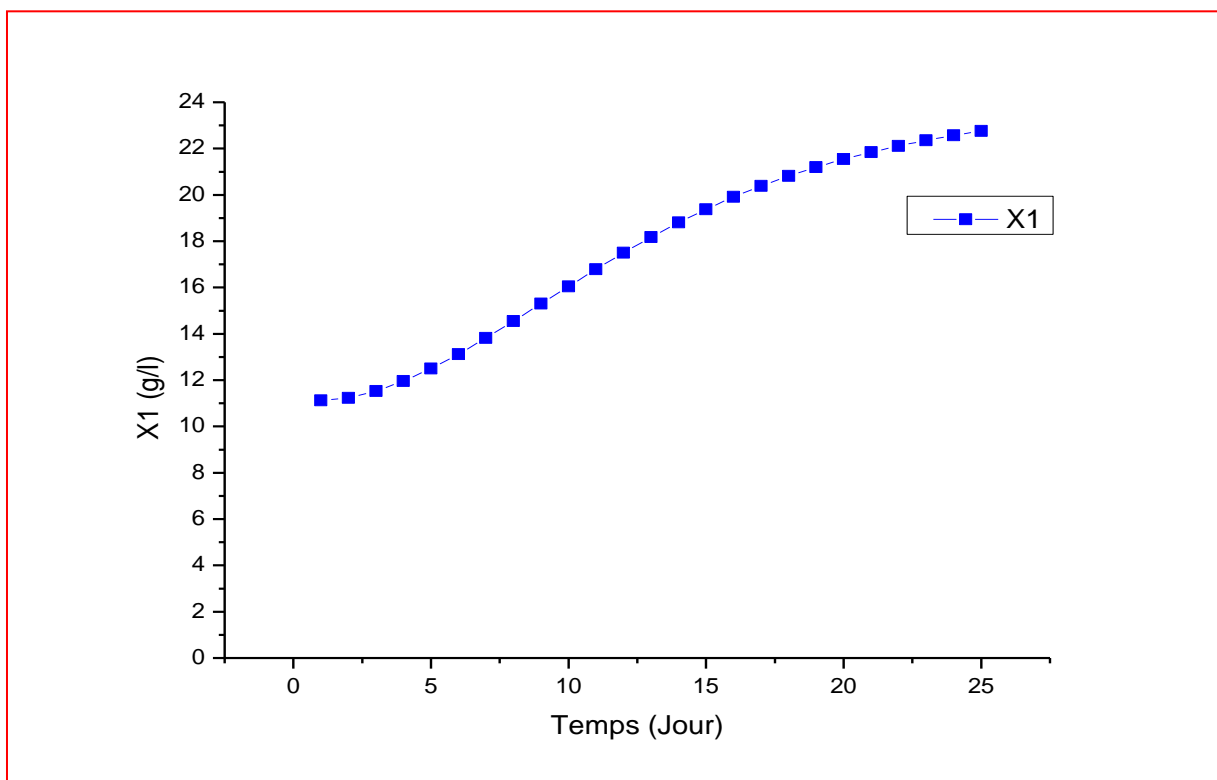


**Figure 3.2:** Evolution du substrat soluble en fonction du temps (modèle).

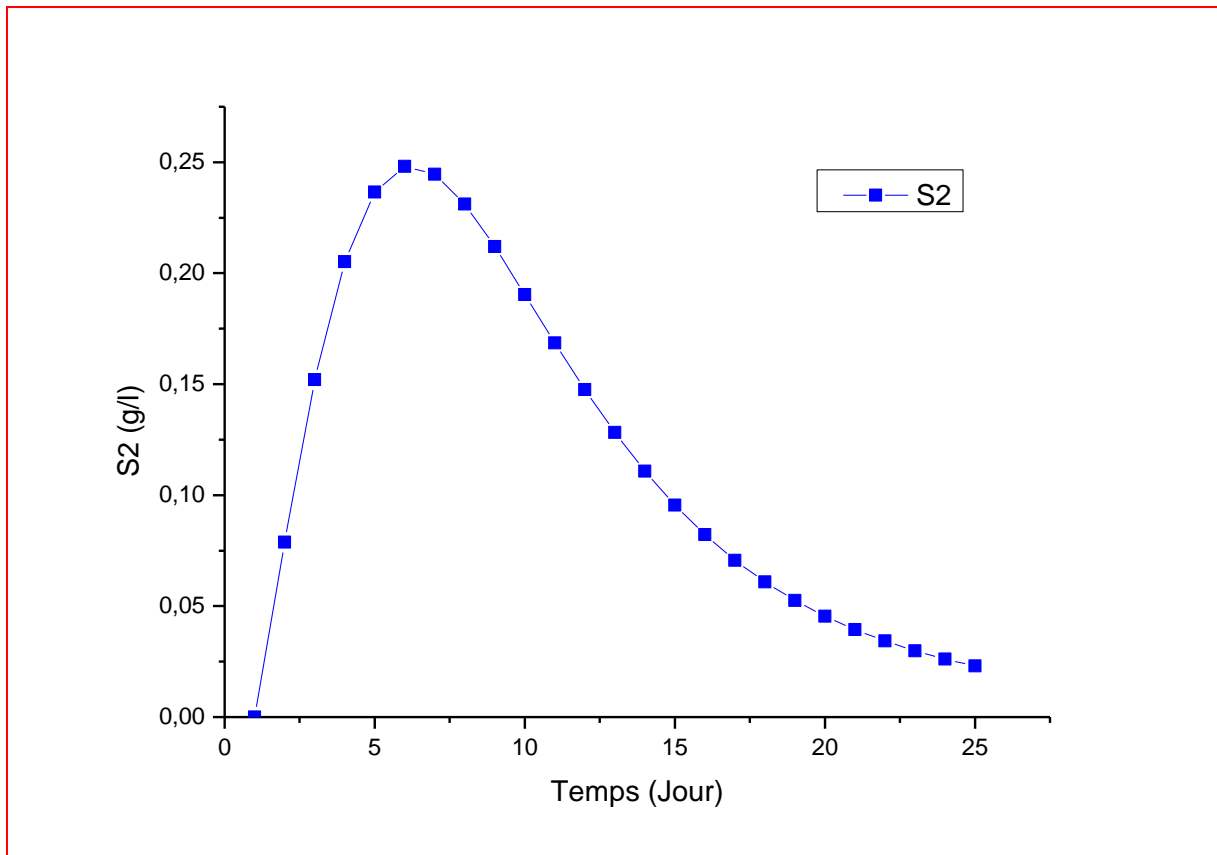
La réponse du modèle vis-à-vis de l'évolution de la concentration des microorganismes acidogènes est illustrée par la courbe visualisée sur la figure 3.3. Sur cette figure, nous notons une augmentation progressive de la concentration des microorganismes acidogènes. La

cinétique de cette variable se subdivise en trois phases principales : une phase de latence (2<sup>ième</sup> au 8<sup>ième</sup> jour) suivie de la phase de croissance légèrement exponentielle (9<sup>ième</sup> au 23<sup>ième</sup> jour) et enfin, une phase stationnaire qui débute le 24<sup>ième</sup> jour. Durant la phase de croissance, la multiplication des microorganismes acidogènes est importante, ce qui permet de doubler la concentration initiale des microorganismes. Ces résultats témoignent d'une dégradation progressive du substrat soluble par les bactéries acidogènes dont leur développement est relativement plus rapide.

Quant à la figure 3.4, elle présente le graphe de l'évolution, en fonction du temps, de la concentration simulée des Acides Gras Volatils ( $S_2$ ). Nous assistons à une augmentation de la concentration des Acides Gras Volatils pendant les premiers jours (2<sup>ième</sup> au 4<sup>ième</sup>) de méthanisation. Ensuite, cette augmentation devient progressive jusqu'au 6<sup>ième</sup> jour où elle atteint un pic de 0,25 g/l. Après le 6<sup>ième</sup> jour, la concentration diminue progressivement jusqu'à la fin de la digestion en passant de 0,25 g/l à 0,02 g/l.



**Figure 3.3 :** Evolution du microorganisme acidogène en fonction du temps (modèle).

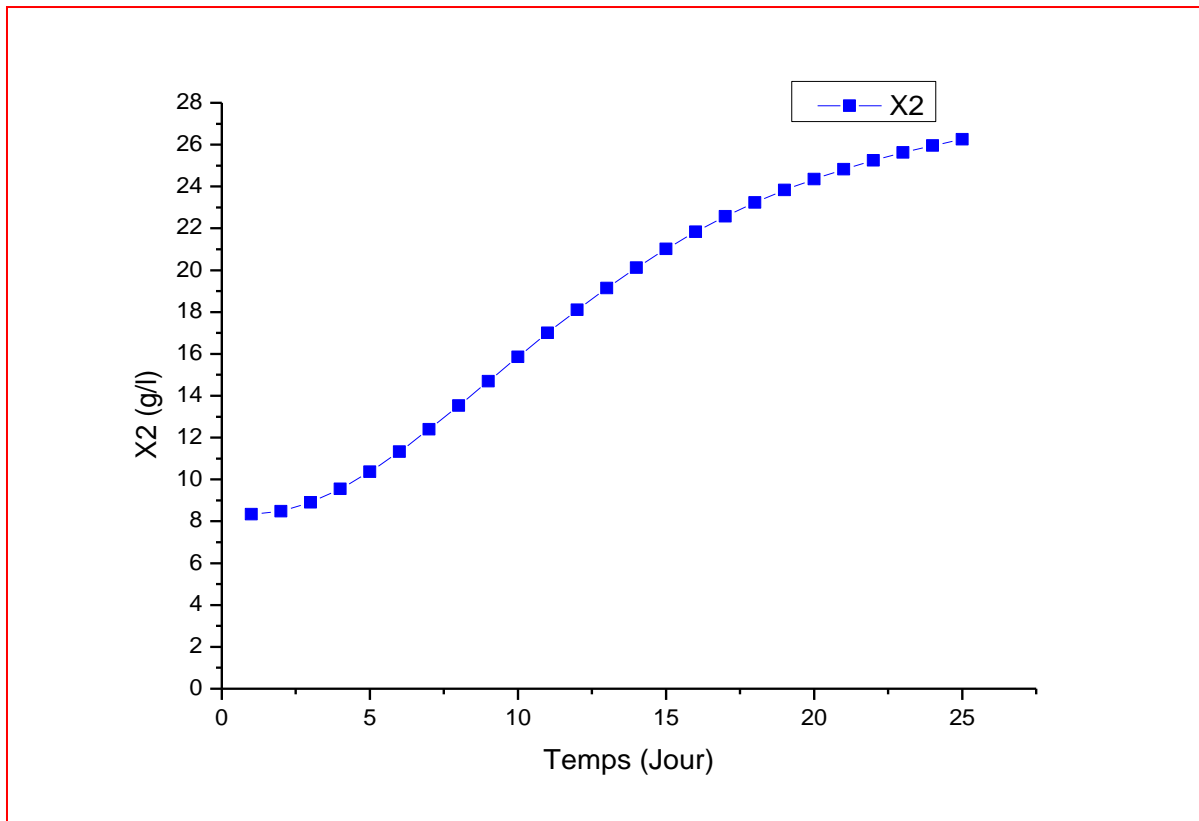


**Figure 3.4:** Evolution des Acides Gras Volatiles en fonction du temps (modèle).

Ces résultats pourraient s'expliquer par une accumulation des AGV en début de réaction, qui indique une surcharge organique du réacteur. Ensuite, les composés accumulés ont été dégradés progressivement par les microorganismes méthanogènes présents initialement à une concentration de  $8,34 \text{ g/l}$  pour donner du méthane.

En ce qui concerne la figure 3.5, elle présente la courbe de réponse du modèle vis-à-vis de l'évolution de la concentration des microorganismes méthanogènes  $X_2$  pendant 25 jours.

Sur cette figure, nous constatons une augmentation progressive de la concentration des microorganismes méthanogènes. Cette courbe a pratiquement la même allure que celle traduisant l'évolution des microorganismes acidogènes. Nous notons aussi trois phases principales : une phase de latence (2<sup>ième</sup> au 8<sup>ième</sup> jour) durant laquelle les microorganismes méthanogènes s'adaptent au milieu de culture, suivie d'une phase de croissance exponentielle (9<sup>ième</sup> au 23<sup>ième</sup> jour), et enfin, une phase stationnaire qui débute le 24<sup>ième</sup> jour de méthanisation. Durant la deuxième phase, la multiplication des microorganismes méthanogènes est importante. De cette analyse, il ressort que les bactéries méthanogènes croissent progressivement en fonction du temps en consommant rapidement les Acides Gras Volatils qui sont générés par l'étape précédente.



**Figure 3.5:** Evolution des microorganismes méthanogènes en fonction du temps (modèle).

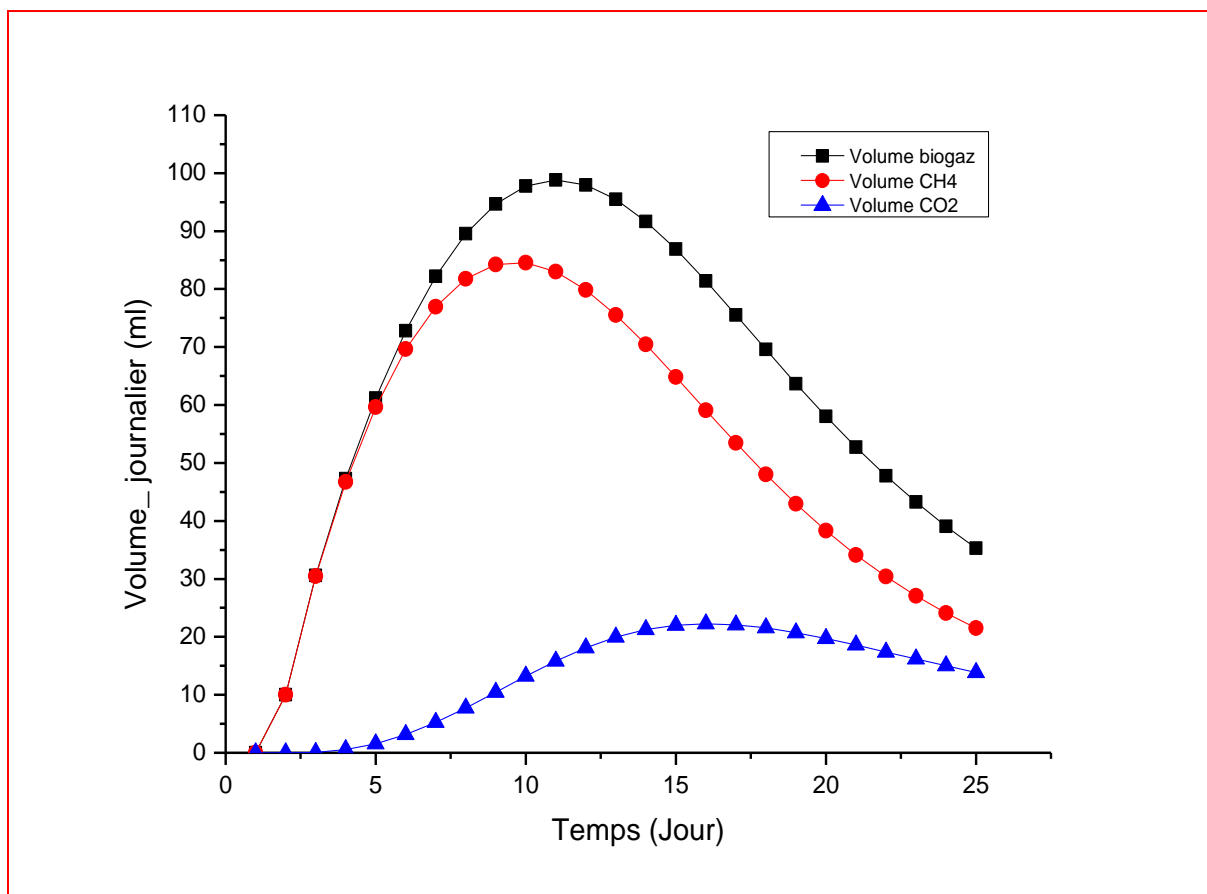
Au regard de tout ce qui précède, nous retenons que l'évolution dans le temps de chacune des variables fonctionnelles du présent modèle est en bon accord avec les cinétiques de croissance bactérienne et de dégradation de substrat dans un environnement anaérobique.

### 3.1.2. Cinétique de production du biogaz

#### 3.1.2.1. Productions journalières du biogaz

Les simulations permettant de visualiser graphiquement l'évolution temporelle de la production journalière du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone ont été effectuées.

La figure 3.6 illustre les courbes de l'évolution, en fonction du temps, des volumes journaliers du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone, tous prédits pour une digestion anaérobique du type mésophile ( $28 \pm 1^\circ\text{C}$ ) de 50 g de bouse de vache fraîche (contenant une teneur en Matière Volatile de 60 %MS) mélangée avec 150 ml d'eau usée. Cette figure nous montre que les cinétiques de productions journalières de biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone simulées mettent en évidence 3 phases distinctes. Du premier au 4<sup>ième</sup> jour, nous avons remarqué une augmentation brusque du volume du biogaz produit quotidiennement. Même constat pour le méthane. Quant au dioxyde de carbone son volume journalier augmente faiblement jusqu'au 6<sup>ième</sup> jour.



**Figure 3.6:** Evolution des volumes journaliers simulés du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone au cours du temps.

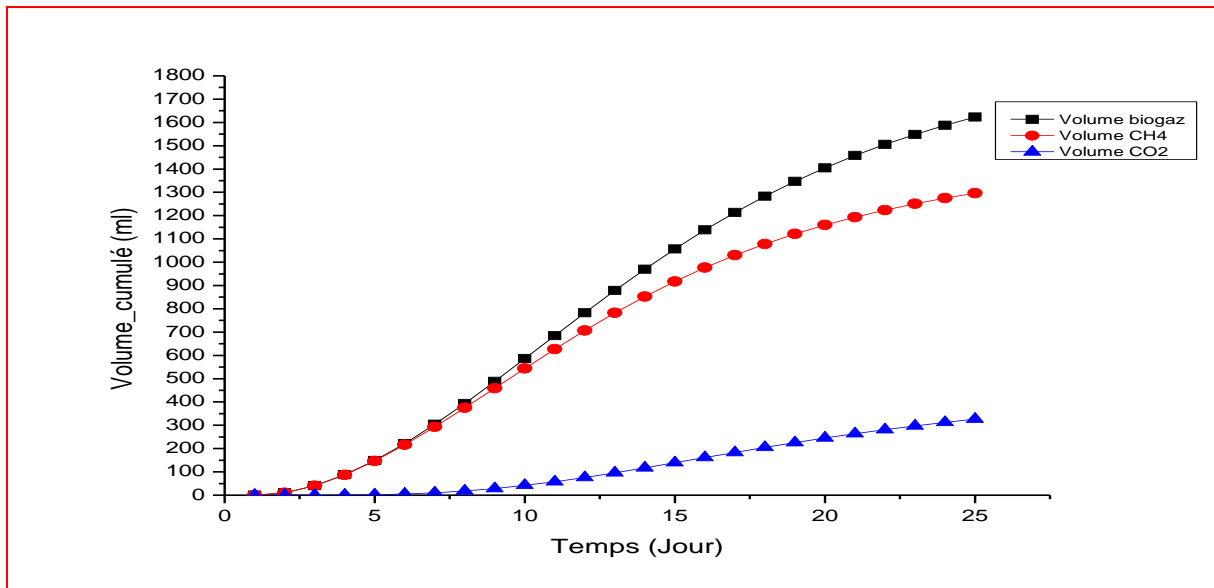
Ces premières productions obtenues sont peut-être dues à la rapidité de la phase de départ durant laquelle se déroule l'hydrolyse. Aussi, les microorganismes anaérobiques impliqués se sont adaptés rapidement à leur nouveau milieu de culture. Ensuite, nous assistons à une croissance exponentielle des volumes du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone. Cette phase de croissance, durant laquelle se déroule la méthanogénèse qui est directement responsable de la production du méthane. Les valeurs maximales atteintes sont respectivement de 98,80 ml, 84,55 ml et 22,28 ml pour le biogaz, le méthane et le dioxyde de carbone, correspondant respectivement aux 11<sup>ème</sup>, 10<sup>ème</sup> et 16<sup>ème</sup> jours de méthanisation. Enfin, la phase de déclin, pour l'intervalle de temps compris entre le 12<sup>ème</sup> et le 25<sup>ème</sup> jour pour le biogaz puis, le 11<sup>ème</sup> et le 25<sup>ème</sup> jour pour le méthane et enfin, le 17<sup>ème</sup> et le 25<sup>ème</sup> jour pour le dioxyde de carbone. Durant cette dernière phase nous avons constaté une diminution des volumes du biogaz quotidiennement simulés. Cette diminution s'explique par l'appauvrissement du milieu de fermentation (Malika, 2019).

En somme, nous retenons qu'il y a une prédominance du méthane dans le mélange gazeux, ce qui confère au biogaz simulé le caractère combustible avec des pourcentages du même ordre de grandeur que ceux donnés dans la littérature scientifique.

### **3.1.2.2. Productions cumulées du biogaz**

La production du biogaz est le paramètre de suivi le plus important dans le contrôle de la digestion anaérobie. La figure 3.7 présente l'évolution des volumes cumulés simulés du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone en fonction du temps. Sur cette figure, nous constatons que les cinétiques de productions cumulées du biogaz, du méthane et de dioxyde de carbone se subdivisent en trois principales phases : une phase de latence suivie de la phase de croissance exponentielle et une phase stationnaire. Les volumes totaux prédits sont respectivement de 1623,10 ml, 1296,69 ml et 326,41 ml pour le biogaz, le méthane et le dioxyde de carbone. Nous remarquons également que les différents volumes prédits de biogaz sont faibles mais eu égard à la quantité d'entrée de la bouse de vache, nous trouvons que ces volumes sont logiquement acceptables. Ces observations ont été confirmées par plusieurs auteurs (Tize et al., 2015), (Igoud et al., 2002), (Ouahabi & Bensadok, 2016). C'est aussi le cas de B. Ravard (Ravard, 2018), qui a évalué à l'échelle expérimentale le potentiel en biogaz de la bouse de vache. Selon l'auteur, une quantité de 10 kg de bouse de vache fraîche génère en moyenne 0,36 mètre cube de biogaz. De même, Moletta (Moletta, 2003) a prouvé expérimentalement que le potentiel en biogaz (constitué d'environ 60 % de CH<sub>4</sub>) varie de 200 à 350 m<sup>3</sup>/tMV pour la bouse de vache.

Aussi, nous notons dans la littérature quelques écarts (10 à 20 %) au niveau des résultats sur le potentiel en biogaz de la bouse de vache. Par exemple, dans les travaux de (Aboubakar, Mbofung, 2016), portant sur l'évaluation du potentiel en biogaz des déjections bovines et avicoles dans le but de valoriser énergétiquement la déjection animale, Il ressort que le potentiel en biogaz de la bouse de vache varie en fonction de ratio de dilution ; le ratio 1/3 permet d'avoir un bon potentiel avec 100 l de biogaz par kilogramme de déjection bovine, supérieur à ceux des ratios 1/2 et 1/4 qui sont respectivement de 90 et 96 l/kg. De même, selon (Lacour, 2012), la fermentation mésophile de la bouse de vache de 440 kg a permis de produire 26,478 m<sup>3</sup> de biogaz, ce qui a conduit à un potentiel d'environ 60 l/kg.



**Figure 3.7:** Evolution des volumes cumulés simulés du biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone au cours du temps.

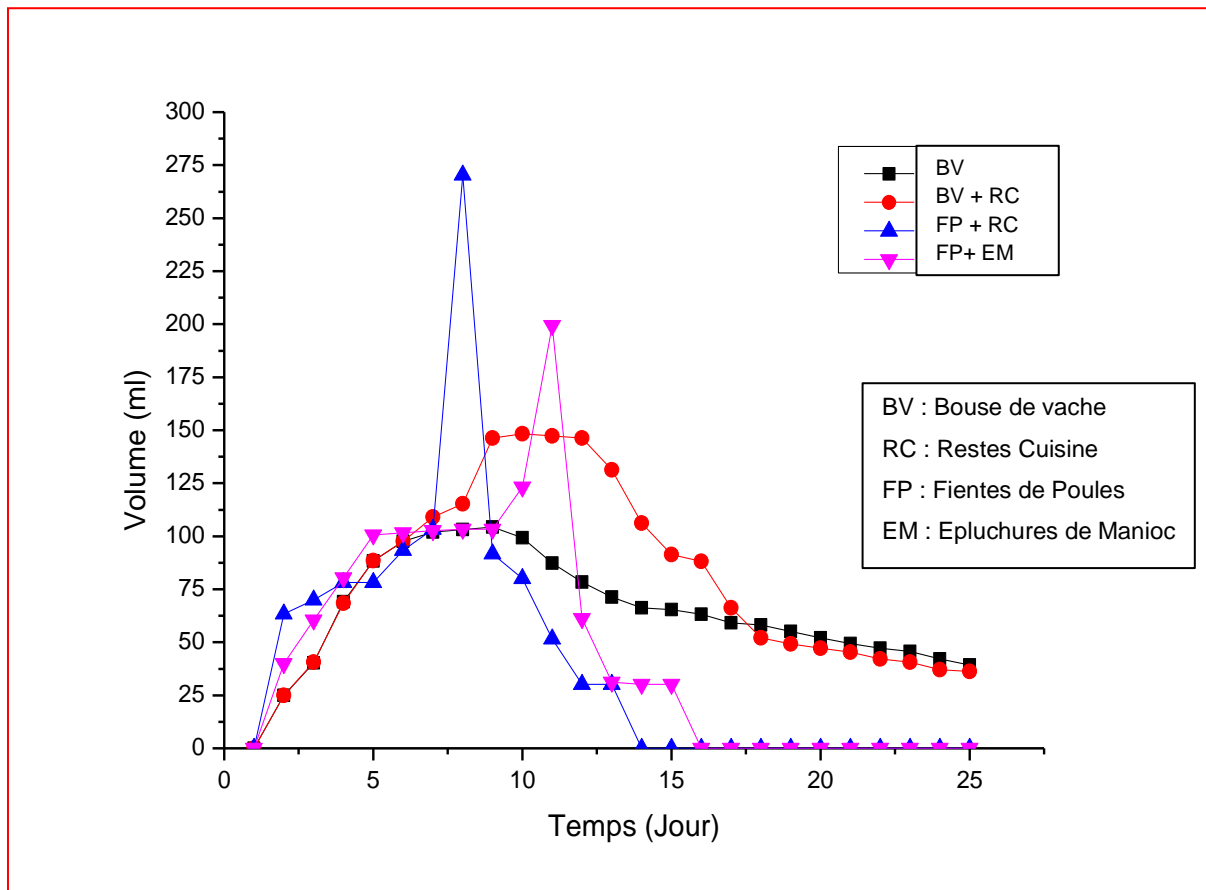
### 3.2. Présentation des résultats expérimentaux

Les expériences ont duré 25 jours chacune. Chaque jour, nous avons relevé le volume du biogaz produit, le pH et la température du milieu réactionnel. Les valeurs moyennes des paramètres mesurés sont présentées en annexe (voir annexe 1 et annexe 2).

Les productions du biogaz au niveau des différents bioréacteurs ont été suivies. Les courbes de la cinétique de production de biogaz des différentes expériences ont été illustrées. Ainsi, les productions journalières et cumulées enregistrées du biogaz à partir de la bouse de vache, les fientes de poule pondeuse, les restes de cuisine et les épluchures de manioc sont respectivement appréciées à travers les figures 3.8 et 3.9.

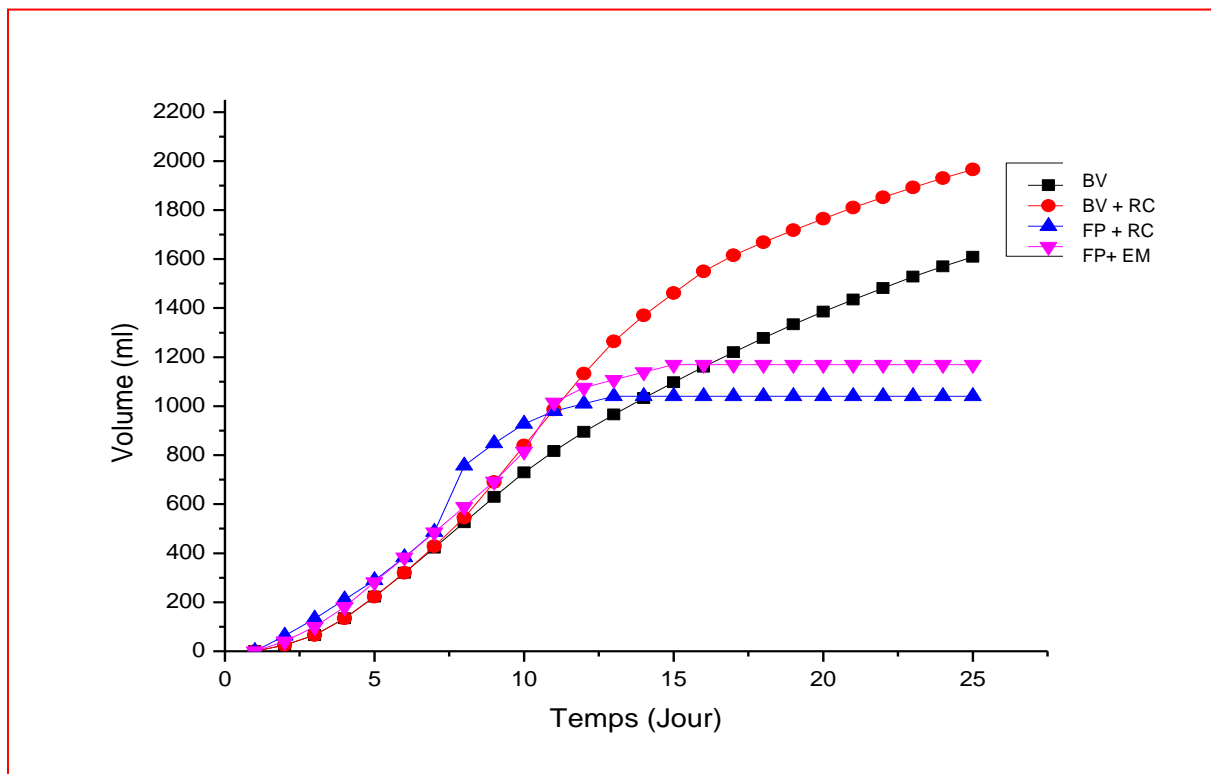
Nous remarquons sur la figure 3.8 que les courbes illustrant les volumes journaliers du biogaz obtenu à partir de la bouse de vache et à partir du mélange composé de la bouse de vache et des restes de cuisine ont la même allure. Le constat est le même pour les résultats du mélange composé des restes de cuisine et fientes de poule pondeuse d'une part, et du mélange composé des fientes de poule pondeuse et des épluchures de manioc, d'autre part. La production de biogaz à partir de la bouse de vache dans les bioréacteurs, débute après la phase de démarrage avec une quantité croissante jusqu'au 4<sup>ème</sup> jour. Ce même phénomène est observé au niveau des courbes de productions quotidiennes de biogaz à partir des autres mélanges de substrats. Cependant, nous notons que durant les 4 premiers jours, la production du biogaz est faible au niveau de tous les bioréacteurs. Elle commence à augmenter d'une façon variable après le cinquième jour jusqu'au 8<sup>ème</sup> où on a enregistré des pics de 103,3 ml et 270 ml pour la bouse

de vache et le mélange composé de la bouse de vache et des restes de cuisine respectifs. Ensuite, un pic de 146,3 ml pour le mélange composé des restes de cuisine et des fientes de poule pondreuse correspondant au 9<sup>ième</sup> jour et enfin, un pic de 199,5 ml pour le mélange composé des fientes de poule pondreuse et des épiluchures de manioc au 11<sup>ième</sup> jour.



**Figure 3.8:** Evolution des volumes journaliers expérimentaux du mélange gazeux.

Sur la figure 3.9 nous remarquons que la cinétique de production cumulée de biogaz à partir de la bouse de vache d'une part, et à partir du mélange composé de la bouse de vache et des restes de cuisine d'autre part, a pratiquement la même allure. Elle se subdivise en trois principales phases : une phase de latence, durant laquelle les microorganismes s'adaptent à leur nouveau milieu de culture. Cette phase est suivie de la phase de croissance exponentielle et enfin, une phase stationnaire. Même constat au niveau des deux autres mélanges de substrats. Les volumes totaux récupérés sont de 1609 ml, 1965,9 ml, 1040,2 ml et 1169,5 ml respectivement pour la bouse de vache, le mélange (Bouse de vache + Restes de cuisine), le mélange (Restes de cuisine + Fientes de poule pondreuse) et le mélange composé des fientes de poule pondreuse et des épiluchures de manioc.



**Figure 3.9:** Evolution des volumes cumulés expérimentaux de biogaz au cours du temps.

Les meilleurs résultats sont enregistrés pour le mélange composé de (50% de bouse de vache + 50% de restes de cuisine) avec une production journalière moyenne de 78,64 ml. Alors que les faibles valeurs sont enregistrées pour les mélanges composés respectivement de (50% de reste de cuisine + 50% de fientes de poule pondeuse) et de (50% d'épluchure de manioc + 50% de fientes de poule pondeuse) avec des productions journalières moyennes respectivement de 41,61 ml et 46,70 ml. Les faibles productions du biogaz enregistrées, pourraient être expliquées par la faible proportion en MV de ces deux mélanges.

Des observations comparables ont été rapportées dans la littérature et il en résulte que les différents résultats obtenus expérimentalement sont en bon accord avec la littérature.

### 3.3. Validation du modèle

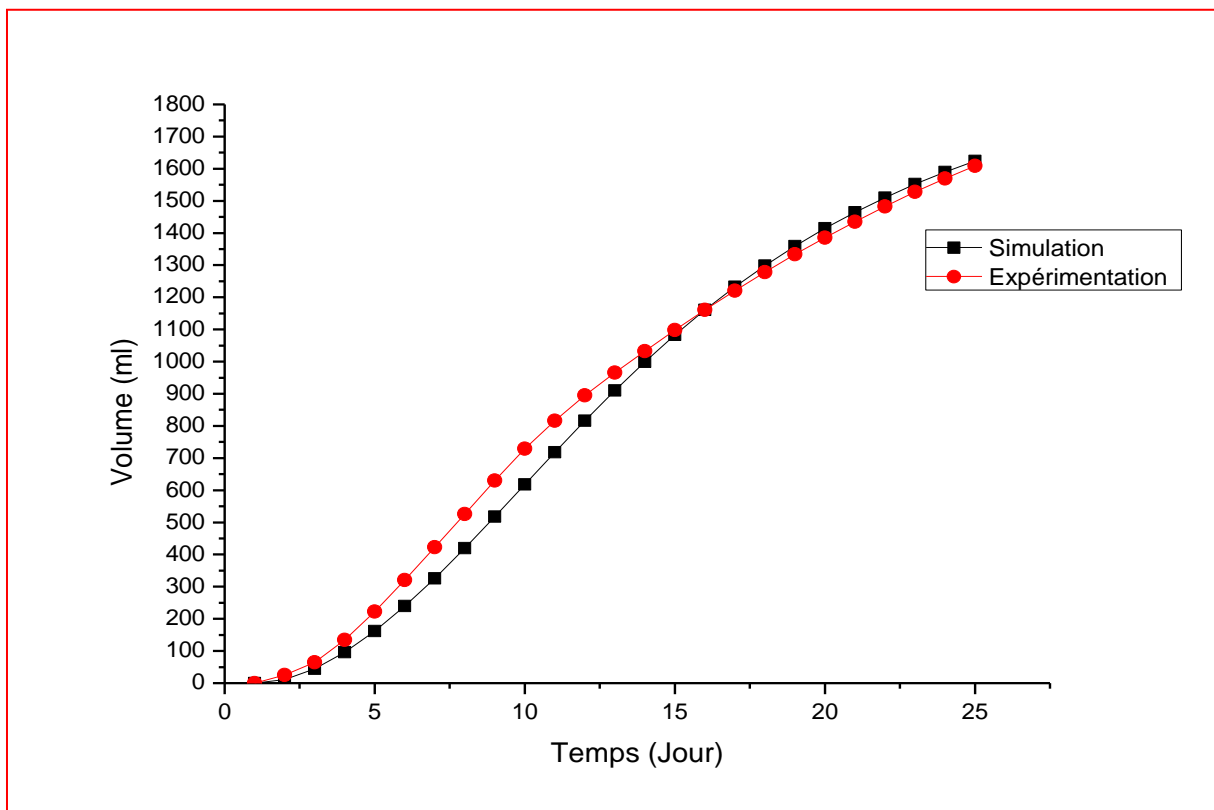
La précision du modèle a été testée à l'aide des données expérimentales rapportées au point 3.2 du chapitre précédent. Aux fins de la comparaison des valeurs expérimentales de la production du biogaz avec celles obtenues par le modèle, l'erreur quadratique moyenne résiduelle dans la prédiction (RMSE) et l'erreur quadratique moyenne résiduelle relative (rRMSE) ont été calculées. Aussi, la régression par la méthode des moindres carrés a été

effectuée en minimisant la somme résiduelle des carrés (RSS). Le tableau 3.1 résume les valeurs des paramètres statistiques liés à la validation du présent modèle.

**Tableau 3.1:** Valeurs des paramètres statistiques de validation du modèle

Expériences	RMSE (ml)	rRMSE	R <sup>2</sup>
Bouse Vache	57,7	<b>6,56 %</b>	0,99
Bouse vache + Restes Cuisine	147,2	<b>13,51%</b>	0,95
Fientes poule + Restes de cuisine	146,4	<b>18,66 %</b>	0,91
Fientes poule + Epluchures	168,4	<b>20,27 %</b>	0,90

Les figures 3.10, 3.11, 3.12 et 3.13 illustrent respectivement les courbes de l'évolution des volumes cumulés simulés et mesurés à partir de la bouse de vache, du mélange (Bouse de vache + Reste de cuisine), du mélange (Fientes de poule + Reste de cuisine) et du mélange (Fientes de poule + Epluchures de manioc).



**Figure 3.10:** Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Bouse de vache).

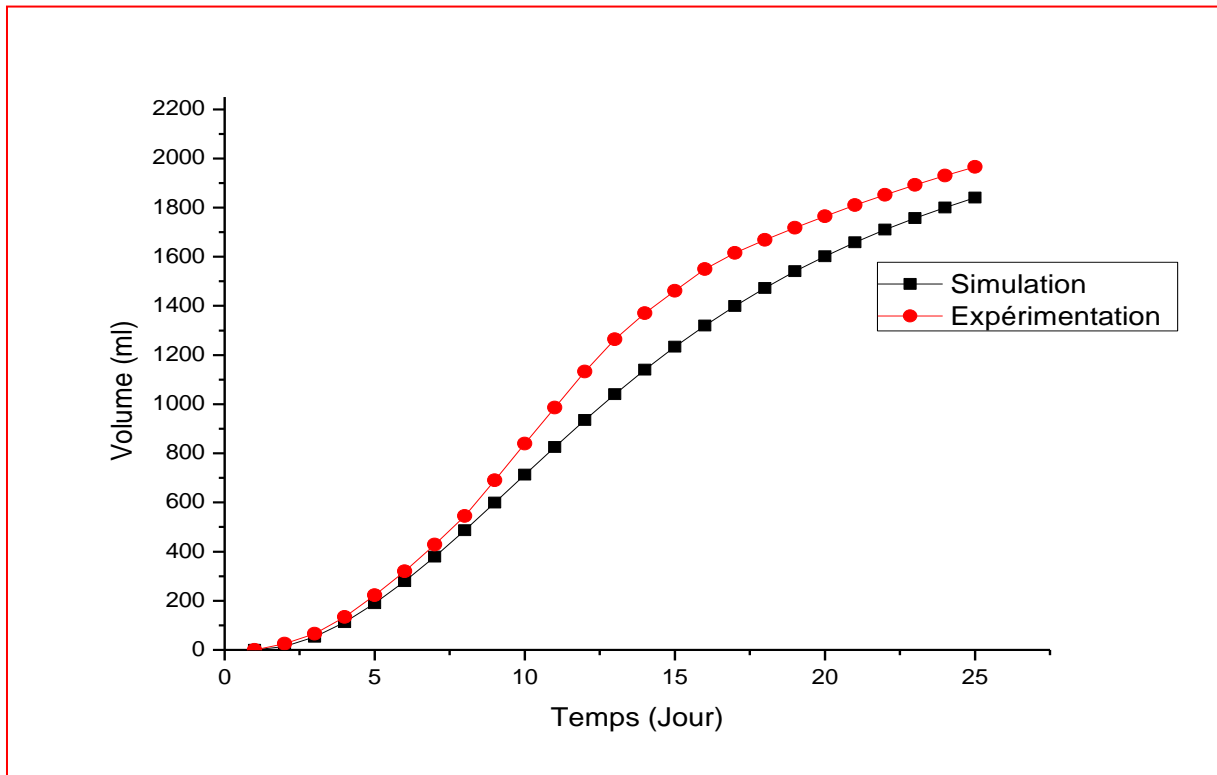


Figure 3.11: Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Bouse vache + Restes cuisine).

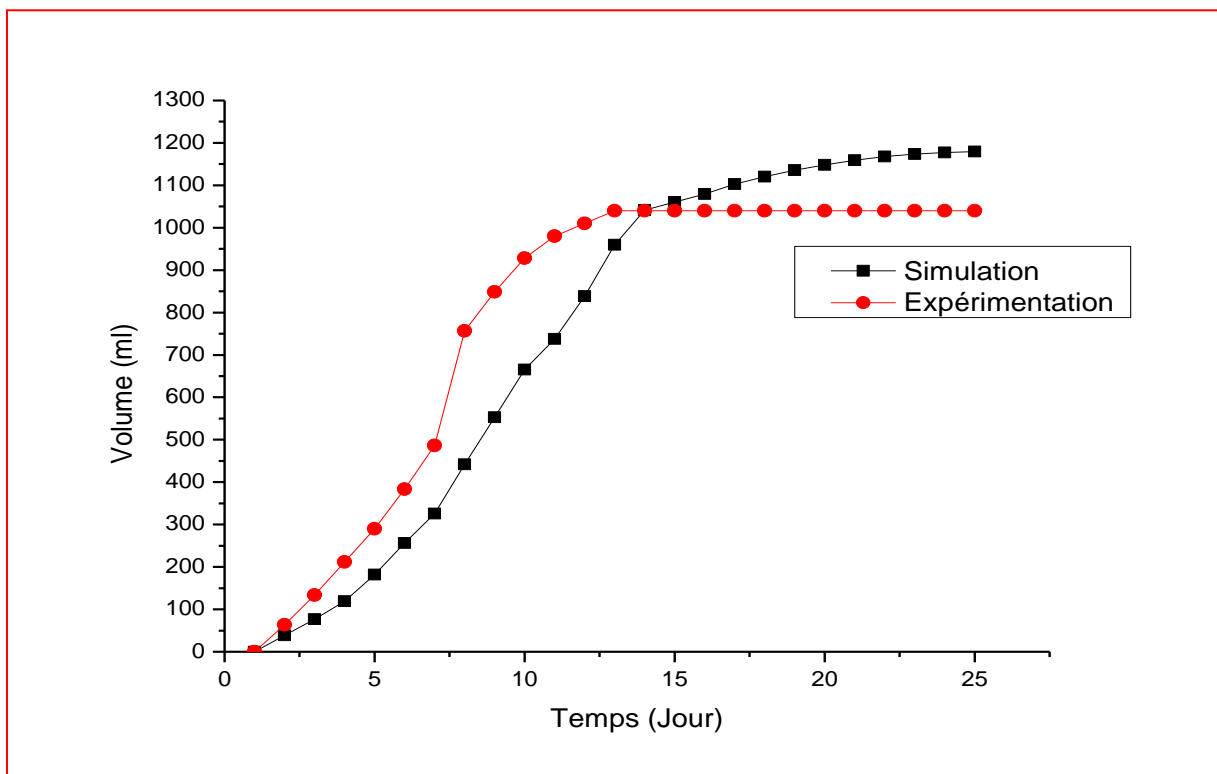
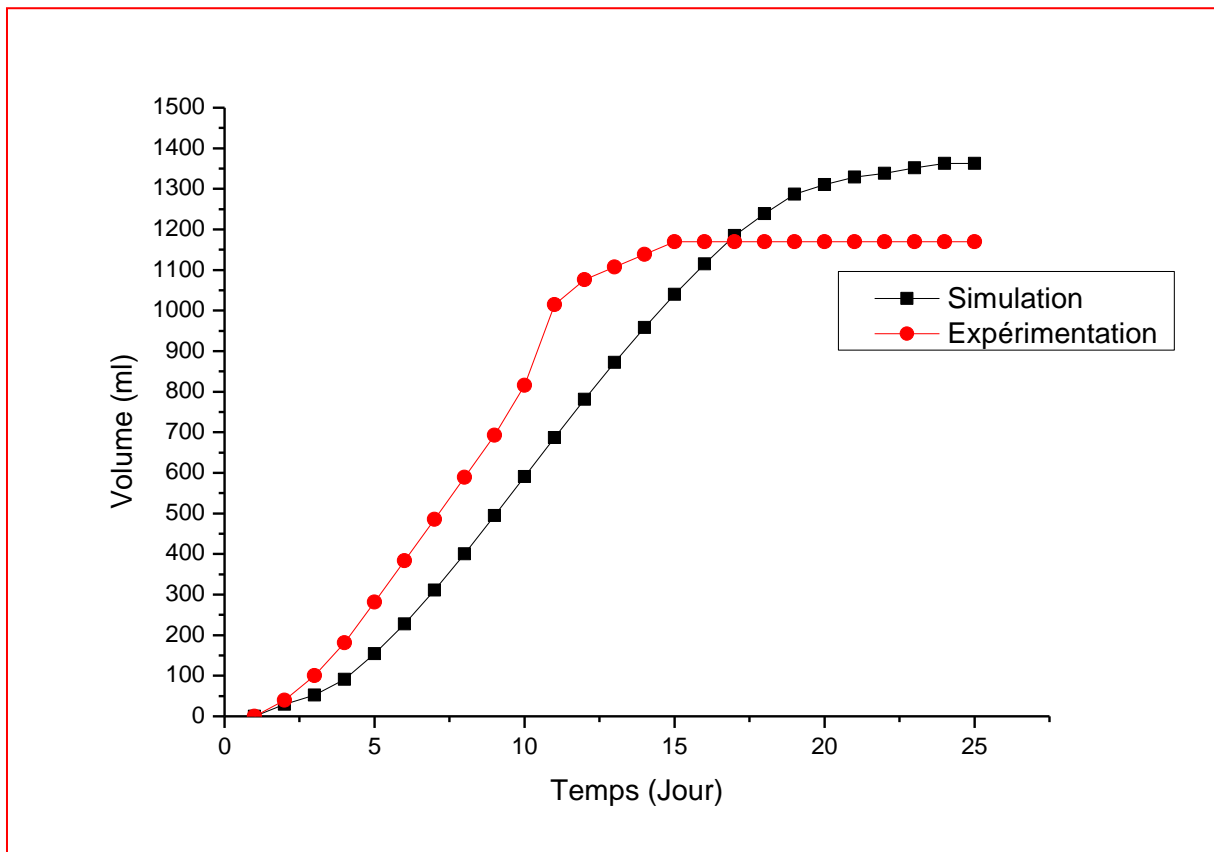


Figure 3.12: Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Fientes + Restes cuisine)



**Figure 3.13:** Volumes cumulés du biogaz mesuré et simulé (Fientes + Epluchures).

De l'analyse des figures 3.10 et 3.11, il ressort qu'il y a une bonne concordance des courbes obtenues sur l'évolution du volume cumulé du biogaz. Nous notons une très bonne précision ( $5\% \leq rRMSE < 10\%$ ) du modèle pour la prédiction du volume cumulé du biogaz produit à partir de la bouse de vache et une bonne précision ( $10\% \leq rRMSE < 15\%$ ) du modèle pour la prédiction du volume cumulé du biogaz à partir du mélange (Bouse de vache + Reste de cuisine). Les valeurs de  $RMSE$  obtenues correspondent à une erreur de 57,6 ml pour la bouse de vache et de 147,2 ml pour le mélange (Bouse de vache + Reste de cuisine). Pour ces comparaisons, les coefficients de détermination ( $R^2$ ) obtenus sont respectivement de 0,99 et 0,95; ce qui montre un niveau de corrélation linéaire élevé entre les productions simulée et expérimentale.

Quant à la figure 3.12, nous remarquons que les valeurs simulées du volume cumulé du biogaz sont relativement faibles aux valeurs mesurées du début jusqu'au 14<sup>ième</sup> jour de méthanisation. Puis, à partir du 15<sup>ième</sup> jour nous assistons à une tendance inverse jusqu'à la fin du procédé. Ici nous notons une précision acceptable ( $15\% \leq rRMSE < 20\%$ ) du modèle pour la prédiction

de la production du biogaz à partir du mélange (Fientes de poule + Reste de cuisine). La valeur du  $rRMSE$  trouvée correspond à une erreur de 146,4 ml et le coefficient de détermination  $R^2 = 0,91$  obtenu, justifie une bonne corrélation linéaire entre les productions simulées et expérimentales.

De l'analyse des résultats de la figure 3.13, nous retenons que les courbes ont pratiquement les mêmes allures que celles trouvées pour le mélange (Fientes de poule + Reste de cuisine) mais seulement qu'ici les sorties cumulées pendant les dix premiers jours de méthanisation simulées par le modèle, sont relativement assez faibles comparées aux sorties expérimentales. La valeur du  $rRMSE$  trouvée (20,27 %) nous renseigne sur la faible précision à la limite du modèle à prédire la production du biogaz à partir du mélange (Fientes de poule + Epluchures de manioc). La sous-estimation de la production du biogaz pendant les dix premiers jours, pourrait être expliquée par l'utilisation des valeurs des coefficients rendements. En effet, pour le calage des paramètres du présent modèle nous avons utilisé en lieu et place des valeurs des coefficients de rendements ( $k_1, k_2, k_3, k_4, k_5, k_6$ ) des mélanges (Fientes de poule + Reste de cuisine) et (Fientes de poule + Epluchures de manioc), les valeurs des coefficients de rendement obtenues par estimation uniquement pour la bouse de vache. Et ceci parce que ces valeurs ne sont pas disponibles par mesures expérimentales par manque de matériel, et de plus, nous n'avons trouvé aucune estimation dans la littérature des paramètres cinétiques liés aux différents mélanges de substrats utilisés dans la présente étude. Néanmoins, pour cette validation la valeur du  $RMSE$  trouvée correspond à une erreur de 168,4 ml et le coefficient de détermination  $R^2 = 0,9$  obtenu, justifie une bonne corrélation linéaire entre les productions simulées et expérimentales.

En somme, pour le mélange (Bouse de vache + Reste de cuisine) qui a la teneur en matière sèche de 18,1 % voisine de la teneur en matière sèche de la bouse de vache (substrat de référence pour l'estimation des valeurs des paramètres cinétiques de modèle), l'évolution de la production du biogaz simulée suit à peu près celle obtenue par mesure expérimentale. Plus les mélanges ont des teneurs en matière sèche relativement élevées par rapport à la valeur du substrat de référence), plus les écarts des valeurs simulées et mesurées sont importants. Nous déduisons donc que les valeurs des paramètres cinétiques utilisés ne sont pas adaptées aux types de mélanges présentant une teneur en matière sèche relativement supérieure à 18 %.

Les résultats de la validation soulignent une bonne concordance des productions. De plus, les mesures statistiques pour la corrélation entre les valeurs mesurées et prédites (tableau 3.1) confirment la capacité du modèle à prédire au mieux le comportement du processus de digestion anaérobie.

### 3.4. Sensibilité du modèle

Dans le but de pouvoir juger de l'influence de quelques paramètres structurels sur les simulations du présent modèle, il est indispensable de connaître la sensibilité du modèle vis-à-vis de ces paramètres. Pour cela, nous allons réaliser plusieurs séries de simulations en faisant varier certains paramètres indépendamment. Les conditions de mise en œuvre sont données dans le tableau 3.2.

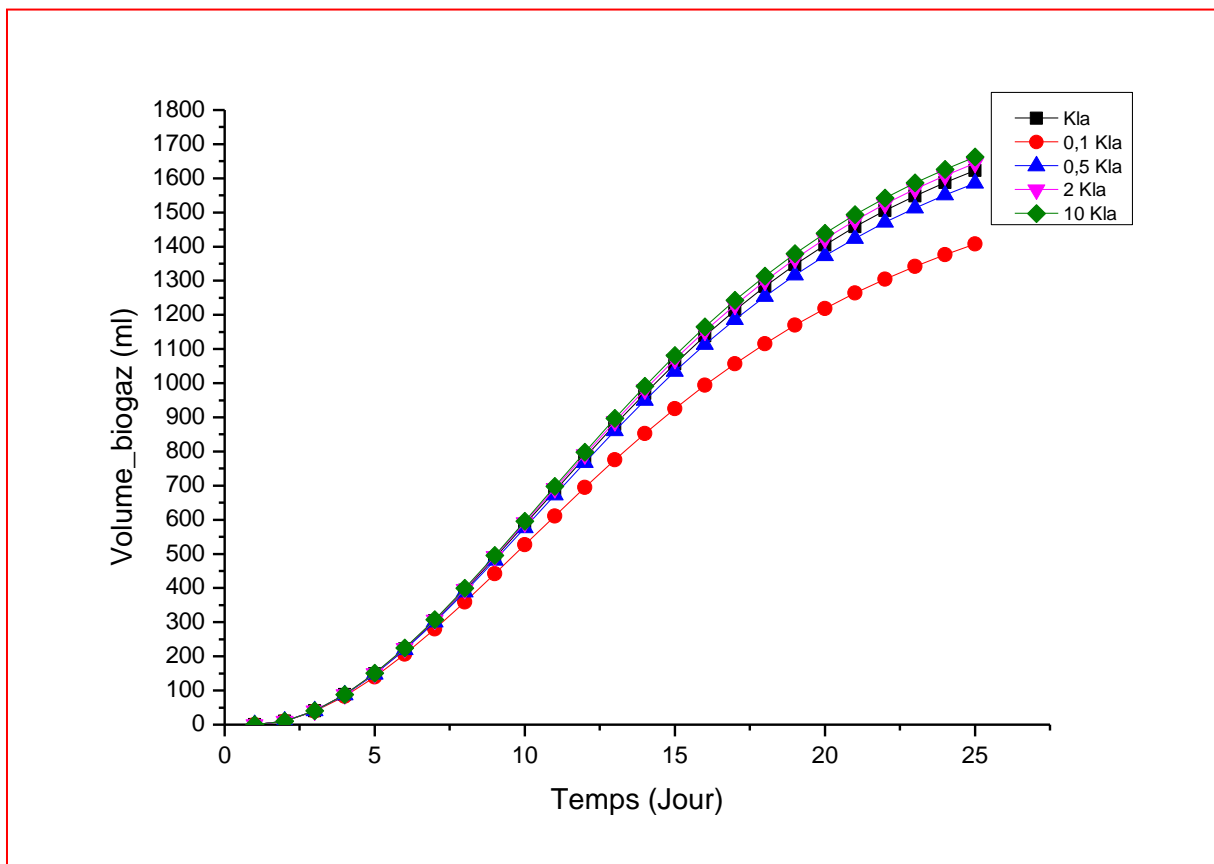
**Tableau 3.2:** Conditions mises en œuvre pour la sensibilité du modèle

Paramètres	Symboles	Valeurs de base	Valeurs de sensibilité
Transfer coefficient	$k_{La}$	0.6 j <sup>-1</sup>	× (0,1; 0,5; 2; 10)
Constante d'hydrolyse	$k_h$	0,1	× (0,1; 0,5; 2; 10)
Constante de demi-saturation associée au substrat soluble	$K_{S_1}$	160 g/L	× (0.1; 0.5; 2; 10)
Constante de demi-saturation associée aux AGV	$K_{S_2}$	0,82 g/L	× (0.1; 0.5; 2; 10)

#### 3.4.1. Sensibilité du coefficient de transfert

Le coefficient de transfert ( $k_{La}$ ) constitue le facteur le plus important lors de la simulation des transferts entre phases liquide et gazeuse. Pour des paramètres cinétiques biologiques donnés, la cinétique de transfert des composés gazeux depuis la phase liquide est principalement influencée par ce paramètre. La figure 3.14 illustre l'influence du coefficient de transfert sur la production du biogaz. La cinétique de production du biogaz est similaire dans tous les cas. Nous remarquons nettement sur cette figure que le coefficient de transfert a une influence sur la production du biogaz. Plus ce coefficient est élevé, plus la production totale récupérée est importante.

Nous constatons aussi l'existence de deux plages de  $k_{La}$  dans lesquelles les comportements sont bien distincts. La première plage, correspondant aux  $k_{La}$  supérieurs ou égaux à 0,3 j<sup>-1</sup>. Dans cette plage, le transfert des composés gazeux solubles en phase gazeuse devient très rapide. Dans la seconde plage, correspondant aux  $k_{La}$  inférieurs à 0,3 j<sup>-1</sup>, les transferts sont de moins en moins rapides.



**Figure 3.14:** Sensibilité du coefficient de transfert

A l'issue de cette étude de sensibilité du coefficient de transfert  $k_{La}$ , nous mesurons l'importance capitale de ce coefficient pour la modélisation du processus de méthanisation et notamment lorsque la production de biogaz est le principal paramètre de suivi.

### 3.4.2. Sensibilité de la constante d'hydrolyse

La figure 3.15 illustre l'influence de la constante d'hydrolyse sur la production du biogaz. Sur cette figure, nous remarquons que la cinétique de production du biogaz n'est pas similaire dans tous les cas. La cinétique de production du biogaz augmente progressivement au fur à mesure que la valeur de la constante d'hydrolyse s'élève. En conséquence, la constante d'hydrolyse présente des effets notables sur l'hydrolyse des substrats complexes. Plus cette constante est proche de plus 1, plus les substrats complexes opèrent une cinétique de décroissance très rapide. Comme nous pouvons l'observer sur cette figure, la sensibilité au paramètre  $k_h$  est très importante. Une variation de  $\pm 10\%$  de sa valeur affecte de manière très claire la cinétique globale de consommation du substrat.

Au total, les valeurs de la constante d'hydrolyse ont une influence considérable sur l'ensemble des variables dynamiques du système. Plus la vitesse de l'hydrolyse est élevée, plus le développement des bactéries méthanogènes est conséquent et plus la concentration en microorganismes maximale atteinte est importante.

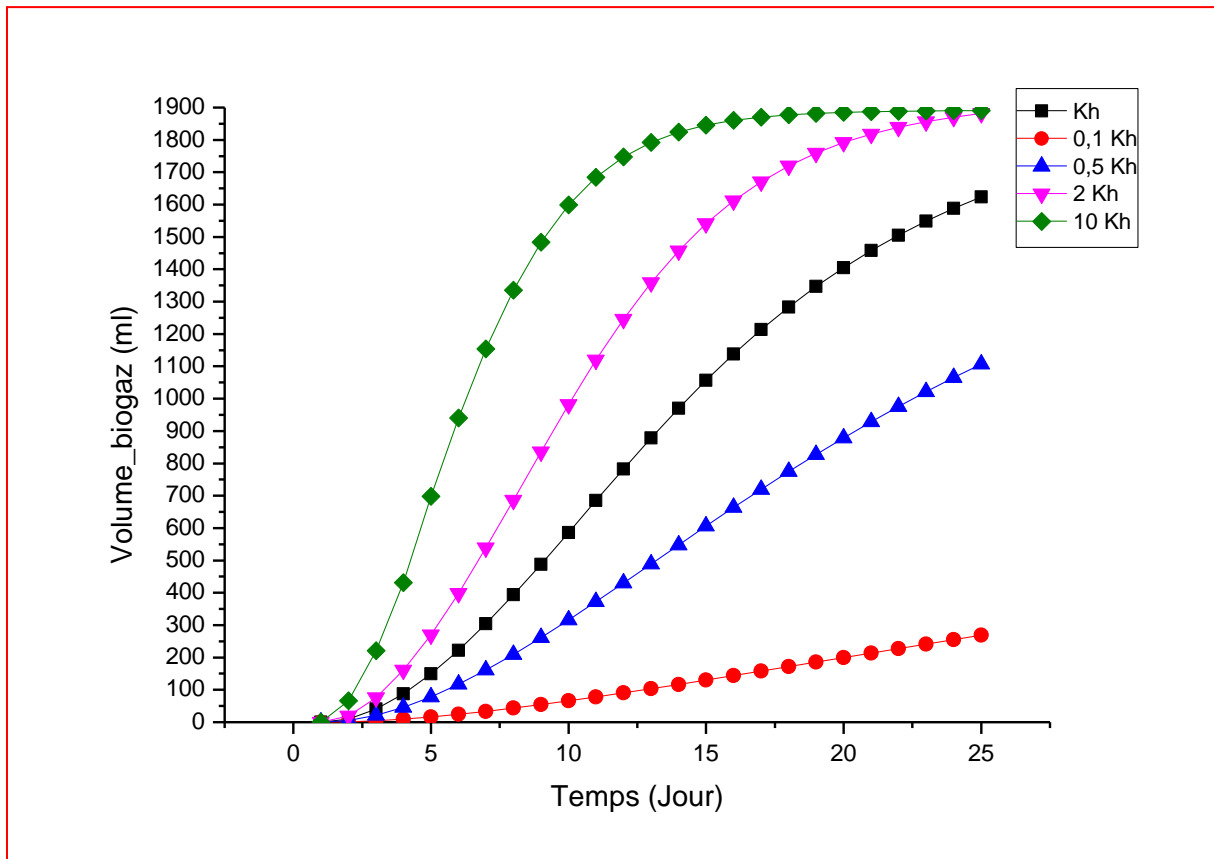
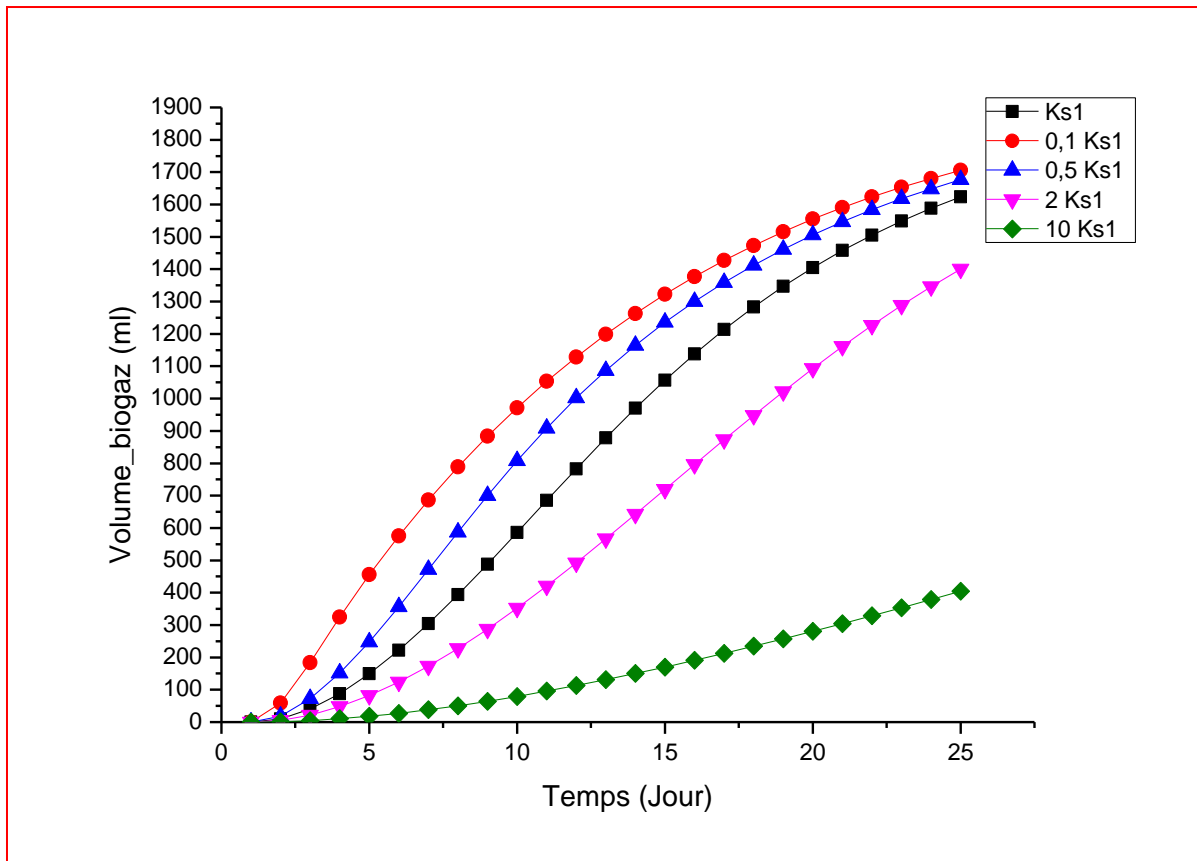


Figure 3.15: Sensibilité de la constante d'hydrolyse

### 3.4.3. Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à $S_1$

La figure 3.16 illustre l'influence de la constante de demi-saturation associée au substrat soluble sur la production du biogaz. Sur cette figure nous remarquons que la cinétique de production du biogaz diminue au fur à mesure que la valeur de cette constante augmente. Le modèle est donc beaucoup plus sensible à la valeur de demi-saturation associée au substrat soluble avec une différence énorme causée par une variation de 50 % de la valeur du  $K_{S_1}$  sur la production du biogaz.



**Figure 3.16:** Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à  $S_1$

### 3.4.4. Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à $S_2$

La figure 3.17 présente l'influence de la constante de demi-saturation associée aux Acides Gras Volatils sur la production du biogaz. Sur cette figure, nous remarquons que le modèle est beaucoup moins sensible à la valeur de la constante de demi-saturation associée aux AGV. L'augmentation de cette valeur n'induit pas d'importantes variations de la cinétique globale de consommation en substrat, et donc de production de biogaz.

En somme, les valeurs de la constante de demi-saturation testées ne présentent pas un impact considérable sur l'évolution du système et notamment sur la production du biogaz. Dans les conditions simulées ici, le taux de croissance maximal des bactéries est rapidement atteint, et ce, quelle que soit la valeur de  $K_S$ .

Les résultats de l'étude de sensibilité nous ont permis d'identifier les paramètres ayant un impact sur la réponse du modèle. Ainsi le coefficient de transfert ( $k_{La}$ ) a une influence capitale en ce qui concerne la modélisation des composés gazeux. Ce coefficient doit être calibré le plus justement possible. Aussi, la constante d'hydrolyse ( $k_h$ ) possède une grande importance car, elle affecte les cinétiques globales de dégradation du substrat. Sa calibration est déterminante

pour la simulation des composés intermédiaires et pour les composés gazeux. La constante de demi-saturation associée au substrat soluble a également une influence sur les réponses du modèle.

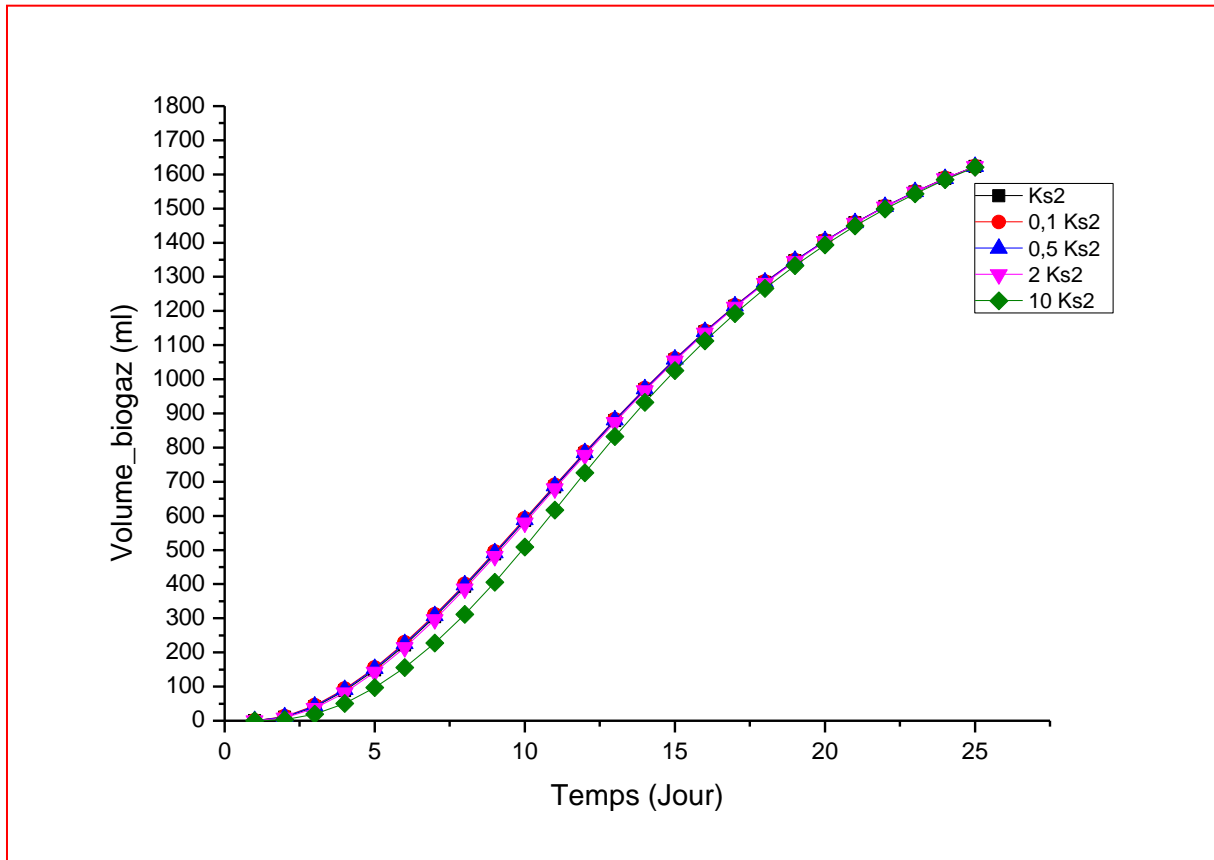


Figure 3.17: Sensibilité de la constante de demi-saturation associée à  $S_2$

### 3.5. Limites du modèle

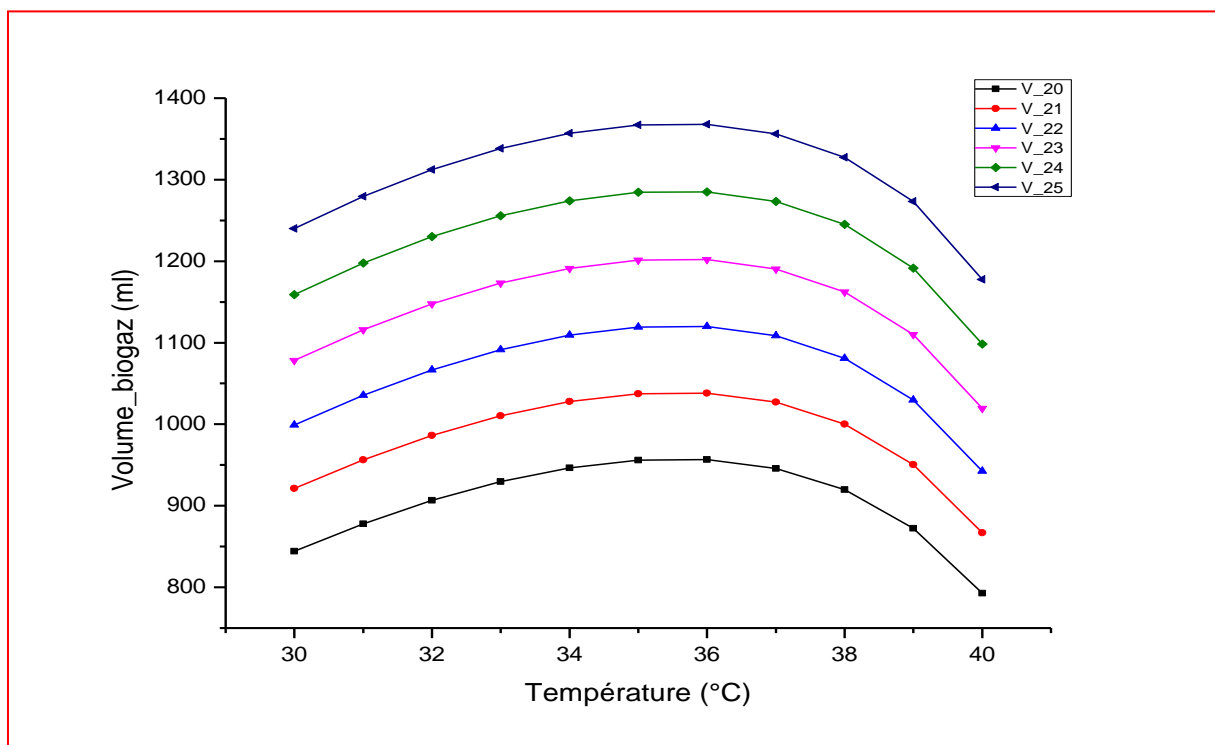
Pour cette étude, nous avons obtenu un modèle mathématique assez simple en comparaison aux modèles ADM1, AM2 et AM2HN, qui permet de modéliser au mieux le processus de digestion anaérobie dans sa globalité. Les points faibles de ce modèle résident au niveau des paramètres cinétiques et d'échange de phases qui ont de grandes répercussions sur les différents résultats de simulations. Ces paramètres sont très difficiles à déterminer expérimentalement en raison de la complexité des mécanismes biochimiques et des conditions expérimentales propres à chaque bioréacteur. Dans la présente étude, ces paramètres ont été estimés à partir des valeurs publiées dans la littérature avec des conditions expérimentales qui ne sont pas toutes similaires.

Un autre probable point faible est l'absence du pH dans la formulation du modèle. Mais les recherches futures essaieront, toujours au travers du développement d'un modèle de tendance, de prendre en compte ce paramètre aussi important dans le processus de digestion anaérobie.

### 3.6. Influence combinée du ratio C/N du substrat initial et de la température

#### 3.6.1. Influence de la température

La température représente l'un des principaux facteurs influant les réactions de méthanisation. Elle agit sur l'activité des microorganismes et par la suite sur les cinétiques des réactions et les voies métaboliques. En régime mésophile, la fourchette optimale admise est plus ou moins large selon plusieurs sources de la littérature : entre 30°C et 40°C. Pour l'étude de l'effet de la température, nous avons fait varier ce paramètre de 30°C à 40°C avec un pas de 1°C. Les conditions de simulation du modèle sont les estimations des quantités initiales des concentrations des substrats et des bactéries au démarrage du bioréacteur. La figure 3.18 illustre les courbes de l'évolution du volume total du biogaz en fonction de la température et pour plusieurs substrats.

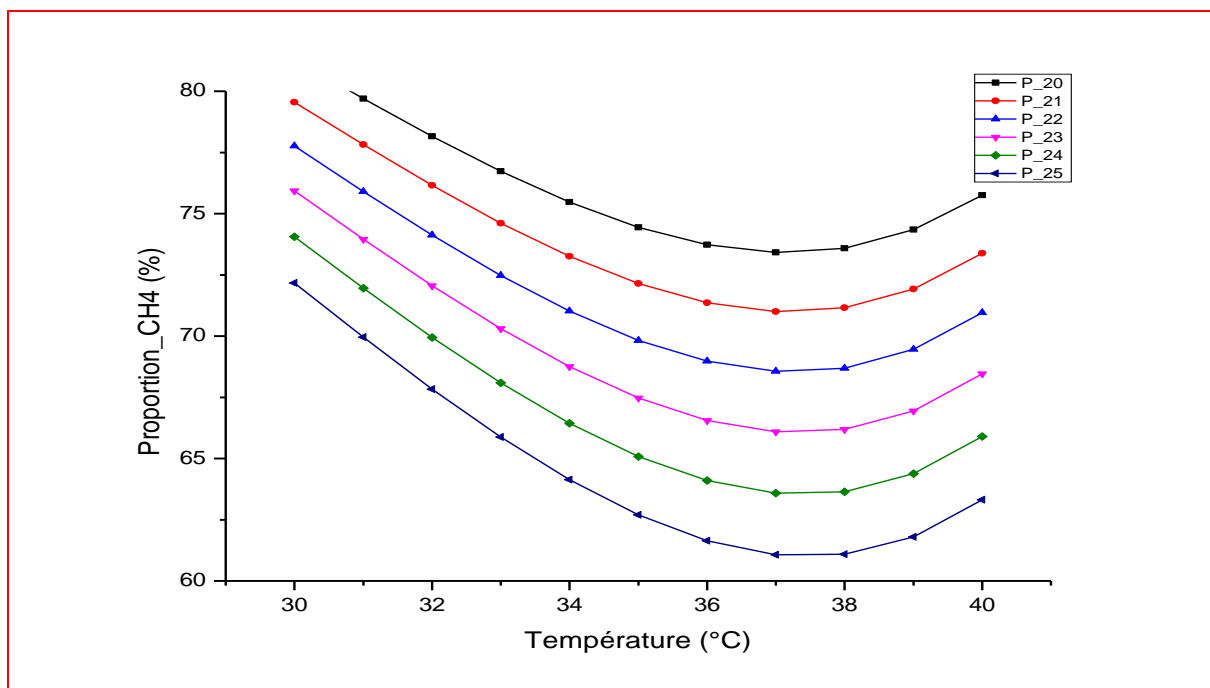


**Figure 3.18:** Effet de la température sur le volume total du biogaz

Comme le montre cette figure, le volume total du biogaz simulé augmente au fur et à mesure que la température augmente dans une plage de 30°C-35°C et atteint son pic à 35°C. Cependant, ce volume reste constant de 35°C à 36°C et diminue lorsque la température

augmente au-delà de 36°C. Sachant que la température optimale pour un système de digestion anaérobie en régime mésophile se situe autour de 37°C, nous pouvons dire que les résultats obtenus avec ce présent modèle sont conformes aux résultats expérimentaux et simulés obtenus par plusieurs auteurs (Tian et al., 2018), (Wang et al., 2019), (M. Choo-Kun, H. Fisgativa, D. Conteau, P. Camacho, 2014), (Bouraima et al., 2021) et notamment (Batstone et al., 2002) qui ont prouvé à l'échelle expérimentale que l'augmentation de la température au-dessus de l'optimum induit une baisse des vitesses de dégradation et une diminution des rendements due à une augmentation de l'énergie nécessaire au renouvellement et à la maintenance cellulaire. Les mêmes auteurs ont prouvé que la variation de température à l'intérieur des réacteurs induit une modification des voies métaboliques et des rendements due à des variations des conditions thermodynamiques et des populations bactériennes, et que, l'augmentation de la température induit l'augmentation du taux de mortalité des bactéries. Conformément à la loi d'Arrhenius, la vitesse des réactions qui interviennent en méthanisation doit augmenter avec la température. Cependant, la littérature rapporte aussi des résultats contradictoires. Ainsi, selon Parkin & Owen (Parkin & Owen, 1987), un incrément de 35 à 45°C ne change pas la production de gaz, tandis qu'un changement de 35 à 50°C génère une diminution de la production de méthane. Ainsi, nous pouvons noter que les microorganismes impliqués dans le processus de méthanisation présentent une très grande variété. Cette variété se retrouve dans les optima thermiques qui se situent dans une plage de température allant de 35°C jusqu'à 65°C selon le type de microorganisme. Le fonctionnement à température élevée permet d'améliorer la vitesse d'hydrolyse, celle d'élimination de la matière organique. Cependant le procédé est moins stable du fait de la production rapide des Acides Gras Volatils et des substances inhibitrices comme l'ammonium.

Quant à la figure 3.19, elle illustre la variation de la proportion en méthane du biogaz en fonction de la température et pour plusieurs substrats. Nous remarquons qu'à une température de digestion anaérobie de 30°C la proportion du méthane dans le mélange est plus élevée que celle du dioxyde de carbone et ce constat a été fait pour toutes les autres températures. Pour chaque substrat considéré, la proportion en méthane diminue au fur et à mesure que la température augmente dans une plage de 30°C-37°C et atteint son minimum à 37°C. Cependant, cette proportion reste presque constante de 37°C à 38°C et augmente lorsque la température augmente au-delà de 38°C. Ces résultats montrent clairement la prédominance du méthane dans le mélange gazeux pour chaque substrat considéré, ce qui confère au biogaz simulé le caractère « combustible ».



**Figure 3.19:** Effet de la température sur la composition du biogaz.

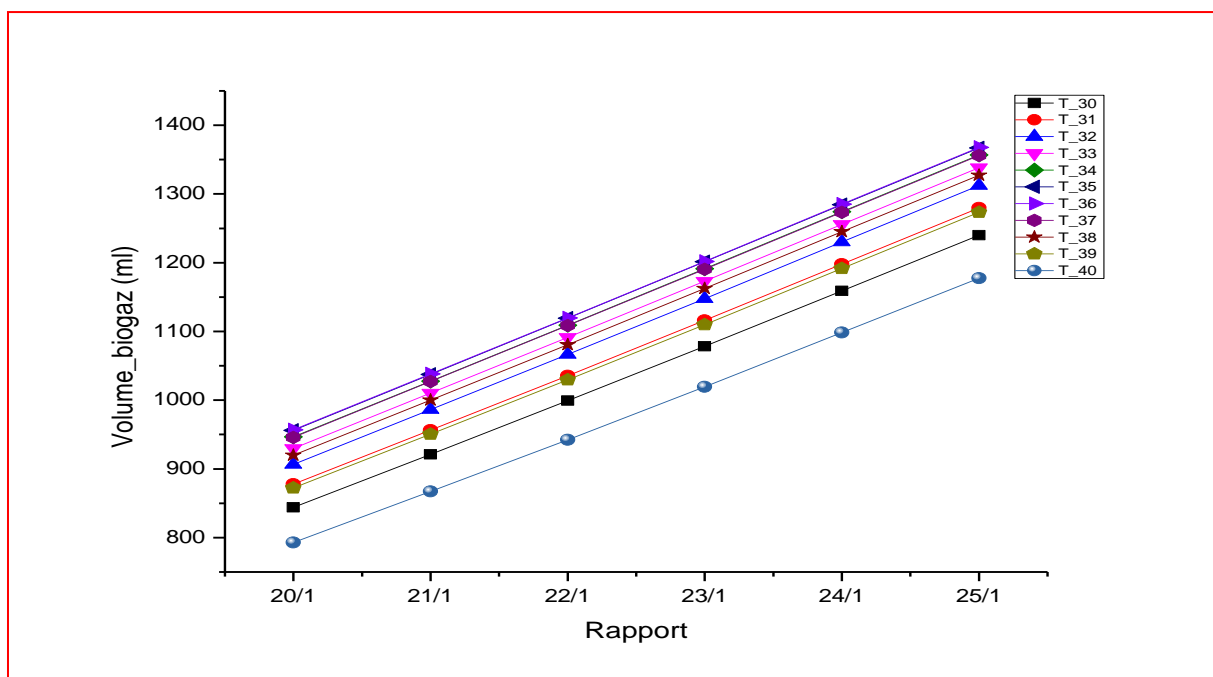
Au regard de tout ce qui précède, nous pouvons dire que la variation de la température à l'intérieur des digesteurs influe énormément sur la production du biogaz, tant sur le volet quantitatif que qualitatif. Cette variation affecte les équilibres liquides/gaz et les équilibres des espèces chimiques présentes dans les milieux de digestion anaérobie, ce qui entraîne une énorme variation de sa composition. Ces différents résultats obtenus permettent de mettre en évidence une plage optimale de températures de 34-35°C. En effet, en tenant compte de la quantité (volume total) du biogaz simulé, la plage de températures 34-37 °C présente de meilleurs rendements pour chaque substrat considéré. Mais lorsque nous prenons en compte l'aspect qualité (proportion CH<sub>4</sub>) du biogaz, deux plages de températures se dégagent avec des proportions élevées : 30 - 34 °C et 39 - 40 °C. Une combinaison fine de ces performances nous amène à recommander cette plage optimale de températures.

### 3.6.2. Influence du ratio C/N du substrat initial

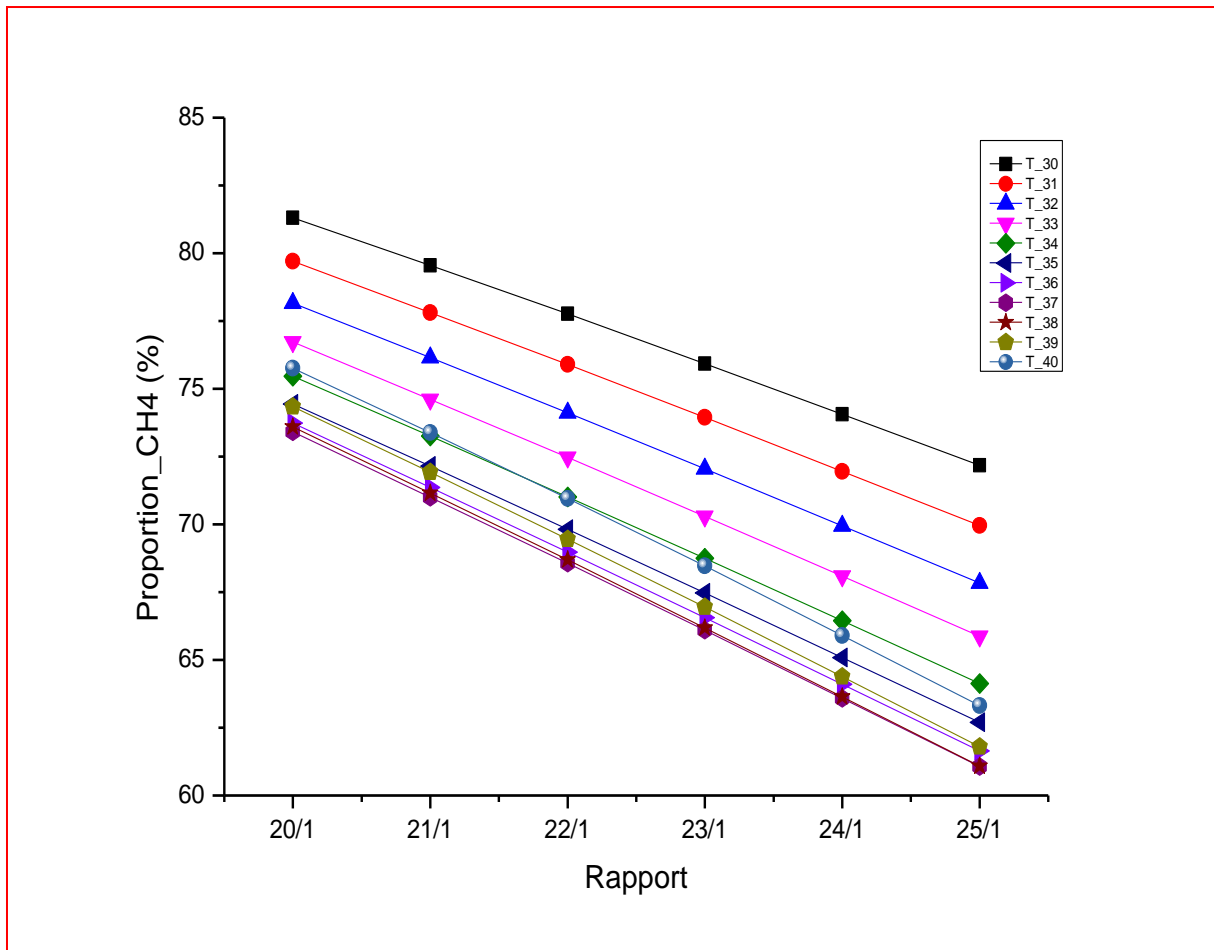
Le rapport C/N du substrat d'entrée est un paramètre important à prendre en compte dans les réactions de méthanisation. Comme ça été détaillé dans le premier chapitre, ce rapport est utilisé pour assurer un bon équilibre de la matière organique à l'entrée. La plage optimale admise est plus ou moins large selon plusieurs sources de la littérature et elle est de 20/1 - 25/1. Pour l'étude de l'effet du ratio C/N du substrat initial, nous avons fait varier ce paramètre de 20/1 à 25/1 avec un pas de 1/1. Les conditions de simulation du modèle sont les estimations des

quantités initiales des concentrations des substrats et des bactéries au démarrage du bioréacteur. Les figures 3.20 et 3.21 illustrent respectivement les courbes de l'évolution du volume total et de la proportion en CH<sub>4</sub> du biogaz en fonction du ratio C/N et pour plusieurs substrats.

La figure 3.20 nous montre qu'à une température fixe de réaction, le volume total du biogaz simulé augmente au fur et à mesure avec l'augmentation du ratio C/N. Inversement, sur la figure 3.21, la proportion en CH<sub>4</sub> diminue au fur et à mesure que le ratio C/N augmente entre 20/1 - 25/1. Ces deux indicateurs sur la productivité simulée du biogaz nous renseignent sur l'évolution séparée de la quantité et de la qualité du mélange gazeux. Cependant, il serait logique de prendre en considération dans cette analyse, l'évolution combinée des deux indicateurs. Ainsi, la figure 3.22 illustre l'évolution combinée du volume total et de la proportion en CH<sub>4</sub> du biogaz en fonction du ratio C/N. Sur cette figure, nous remarquons que la plage d'intersection 22/1- 23,5/1 présente un rendement meilleur par rapport aux autres valeurs de ratio. Ainsi, ces différents résultats nous amènent à proposer une plage idéale de ratios C/N qui est de 22/1 – 23,5/1.



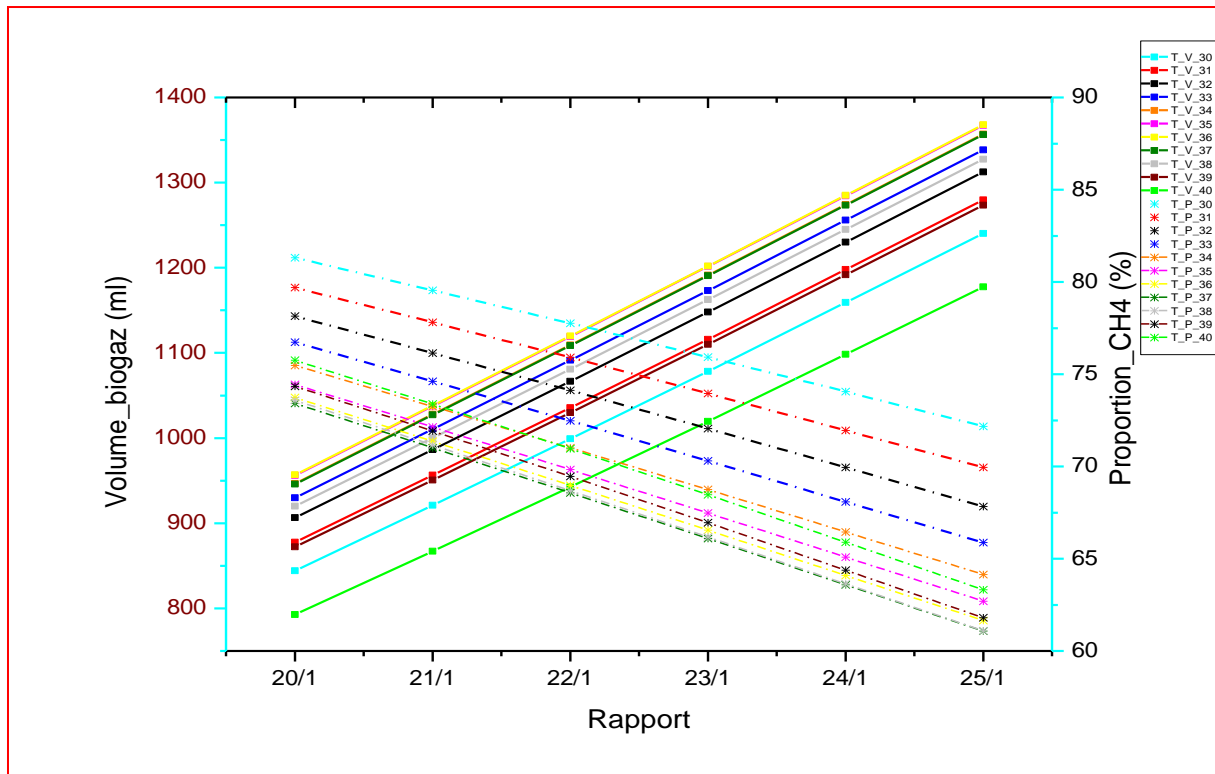
**Figure 3.20:** Effet du ratio C/N du substrat d'alimentation sur le volume du biogaz.



**Figure 3.21:** Effet du ratio C/N du substrat initial sur la proportion en CH<sub>4</sub> du biogaz.

Sachant que le ratio C/N idéal pour un système de digestion anaérobie en régime mésophile se situe autour 24/1, nous pouvons dire que les résultats de simulations obtenus sur l'effet du ratio C/N du substrat d'alimentation sur la production du biogaz, sont conformes aux résultats expérimentaux obtenus par plusieurs auteurs (Shahbaz et al., 2020), (Choi et al., 2020), (Hills, 1979). A cet effet, selon (Yen & Brune, 2007), le rapport C/N optimal pour la co-digestion des boues d'algues et des déchets de papier est dans la plage de 20/1 - 25/1 et oscille autour de 22,6/1. De même, selon (Lu et al., 2017), les ratios C/N compris entre 17/1 et 24/1 ont donné de meilleurs potentiels de méthane pour la co-digestion avec la paille de maïs prétraité et le fumier de bovins.

Au regard de tout ce qui précède, nous retenons que le ratio C/N initial du substrat influe énormément sur le processus de digestion anaérobie et un déséquilibre du ratio C/N peut présenter des risques de dysfonctionnement du procédé. Il ressort de cette étude que le ratio C/N idéal pour une production optimale du biogaz se situe dans la plage 22/1 -23,5/1.



**Figure 3.22:** Effet du ratio C/N sur le volume total et la proportion en CH<sub>4</sub> du biogaz.

### 3.6.3. Influence combinée du ratio C/N du substrat et de la température

L'analyse des résultats en lien avec l'étude de l'effet de la température de méthanisation sur la production quantitative et qualitative du biogaz, a révélé que la température influe énormément sur ledit procédé et la plage optimale de températures est 34-35°C. De même, l'effet du ratio C/N du substrat d'alimentation sur la production du biogaz nous a permis de trouver une plage idéale de ratios C/N du substrat d'entrée. Dans le but de trouver les couples optima (C/N, T) pour lesquels la production du biogaz est maximale, une étude de l'influence combinée de ces deux paramètres sur la production du biogaz est nécessaire. Ainsi, la figure 3.23 illustre l'évolution des courbes de volume total et de la teneur en CH<sub>4</sub>, en fonction de la température et du ratio C/N du substrat initial. Ces courbes révèlent que le volume total du biogaz augmente au fur et à mesure que le ratio C/N et la température augmentent simultanément de 20/1 à 25/1 pour le ratio C/N et de 30 à 36°C pour la température. Par contre, pour chaque ratio C/N parcourant 20/1 à 25/1, ce volume diminue lorsque la température passe de 36 à 40 °C. Inversement, la teneur en CH<sub>4</sub> diminue au fur et à mesure que le ratio C/N et la température augmentent simultanément de 20/1 à 25/1 pour le ratio C/N et de 30 à 37°C pour la température. Au-delà de 37°C, cette teneur augmente progressivement pour chaque ratio C/N pris dans la plage de 20/1 à 25/1. En effet, le rendement de production du biogaz dépend de la

composition chimique du substrat d'alimentation et particulièrement, son rapport C/N détermine la teneur en CH<sub>4</sub> du biogaz. La consommation du carbone conduit à la production de biogaz et celle de l'azote sert à la maintenance, à l'enrichissement et au développement des microorganismes. Alors, plus le rapport C/N est élevé (ce qui traduit une concentration faible en azote), plus les microorganismes consomment rapidement l'azote ; ce qui peut entraîner une carence en azote pour la croissance des microorganismes). Et par conséquent, cela engendre une production du biogaz plus faible.

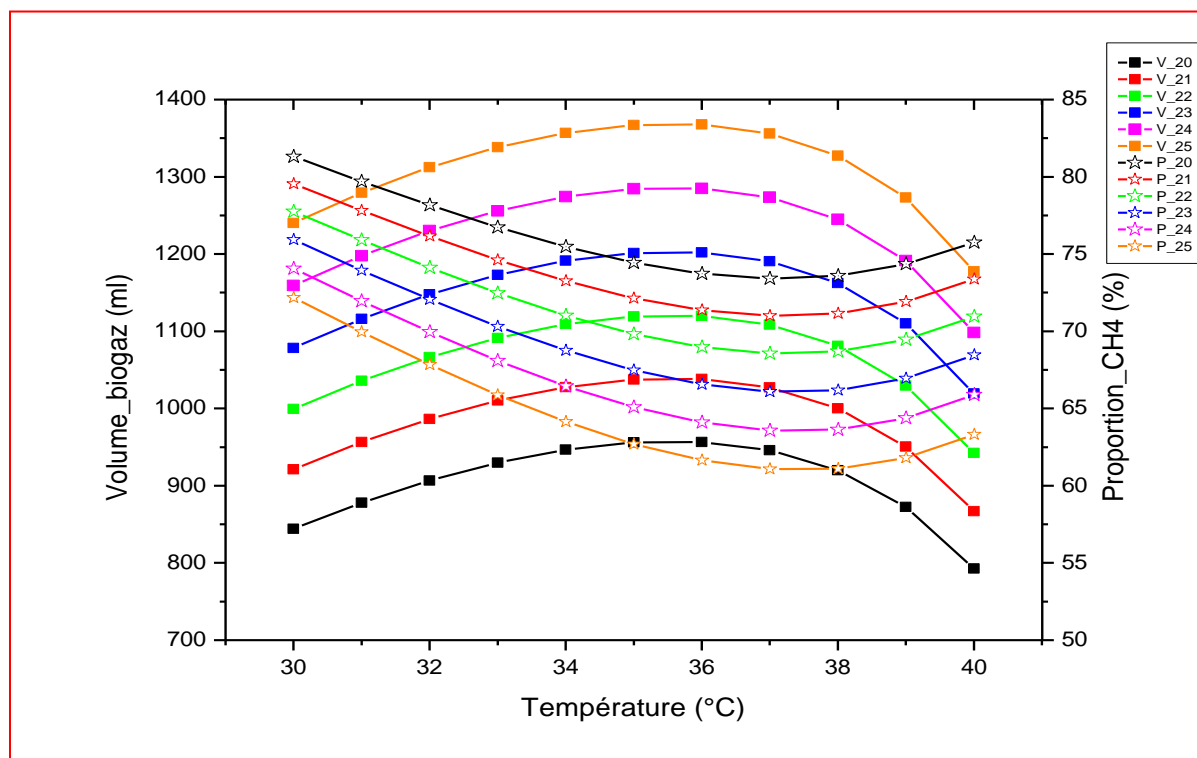


Figure 3.23 : Effet combiné du ratio C/N et de la température sur la production du biogaz.

Par ailleurs, nous remarquons que les courbes en vert illustrant l'évolution du volume total du biogaz d'une part et la teneur en CH<sub>4</sub> du biogaz, d'autre part, pour un substrat d'alimentation de ratio C/N égal à 22/1, se coupent en deux points de coordonnées (C/N, T) : (22/1 ; 34,5 °C) et (22/1 ; 38 °C). Même constat pour les courbes en bleu et les courbes en violet, illustrant l'évolution du volume total du biogaz et de la teneur en CH<sub>4</sub> pour les ratios 23/1 et 24/1 respectifs. Les courbes bleues se coupent aux points de coordonnées (23/1 ; 32 °C) et (23/1 ; 39 °C), tandis que les courbes violettes se coupent en un seul point de coordonnées (24/1 ; 30,2 °C). En tenant compte des résultats obtenus sur l'effet de la température, nous retenons que les couples (22/1 ; 34,5 °C) et (23/1 ; 32 °C) présentent de meilleurs rendements de production du biogaz à partir de la bouse de vache, tant sur le volet quantitatif que qualitatif.

**Conclusion**

Ce dernier chapitre, a présenté respectivement les résultats des différentes simulations du modèle de base, les résultats expérimentaux, les résultats de validation du modèle et les résultats de l'étude de l'influence combinée du ratio C/N du substrat d'alimentation et de la température sur la production du biogaz.

Les résultats des différentes réponses du modèle vis-à-vis des variables fonctionnelles du modèle révèlent que l'évolution dans le temps de chacune des variables fonctionnelles à savoir, les concentrations du substrat initial, du substrat soluble, des Acides Gras Volatils, des microorganismes acidogènes et des microorganismes méthanogènes, du présent modèle est en bon accord avec la cinétique de la croissance bactérienne et de la dégradation de substrat dans un environnement anaérobique. De même, nous retenons que les cinétiques de productions journalières et cumulées de biogaz, du méthane et du dioxyde de carbone simulées sont en concordances avec des résultats tirés de la littérature et qu'il y a une prédominance du méthane dans le mélange gazeux, ce qui confère au biogaz simulé le caractère combustible.

En ce qui concerne les résultats expérimentaux, nous avons enregistré une forte production du biogaz pour le mélange composé de (50% de bouse de vache + 50% de reste de cuisine) avec une production journalière moyenne de 78,64 ml. Alors que les faibles valeurs sont enregistrées pour les mélanges composés respectivement de (50% de reste de cuisine + 50% de fientes de poule pondeuse) et de (50% d'épluchure de manioc + 50% de fientes de poule pondeuse) avec des productions journalières moyennes respectivement de 41,61 ml et 46,70 ml. Des observations comparables, il en résulte que les différents résultats obtenus expérimentalement sont en bon accord avec la littérature.

Pour finir, la validation du modèle de base a été faite, suivie de l'étude de sensibilité de certains paramètres et de l'influence combinée du ratio C/N du substrat initial et de la température sur la production du biogaz.

## **RECOMMANDATIONS**

A l'issue de la présente étude, plusieurs pistes d'amélioration du modèle proposé se dégagent et ainsi que plusieurs solutions pour aller vers une utilisation accrue du biogaz. Il s'agit prioritairement :

- ❖ d'élaborer une base de données expérimentales avec un digesteur continu pour la détermination des constantes et paramètres cinétiques;
- ❖ de simuler les profils de stabilité des points d'équilibre du modèle ;
- ❖ de faire une mise en application du modèle sur des installations pilotes ;
- ❖ de promouvoir et vulgariser les énergies propres de cuisson notamment le biogaz ;
- ❖ de permettre aux populations de disposer d'énergie propre à des coûts accessibles ;
- ❖ de mettre des mesures incitatives et d'encouragement par l'Etat pour susciter l'envie d'utiliser le biogaz comme principale source de cuisson ;
- ❖ de multiplier les projets d'implantation des biodigesteurs dans toutes les localités pour la production du biogaz.

# **CONCLUSION GENERALE**

## CONCLUSION GENERALE

Les enjeux des énergies renouvelables sont énormes. Elles permettent d'une part, de limiter l'augmentation des émissions de gaz à effet de serre en se substituant aux énergies fossiles et d'autre part, elles offrent des moyens de production d'énergies à une échelle locale, réduisant de ce fait la dépendance aux pays exportateurs de combustibles fossiles. Parmi les multiples sources d'énergies renouvelables, le biogaz produit par digestion anaérobie, occupe une place particulière; l'utilisation contrôlée de ce phénomène naturel permet de valoriser les déchets organiques en produisant du biogaz qui pourra se substituer au gaz naturel pour de nombreuses applications (cogénération, chauffage, moteur à gaz, carburant automobile). Ainsi, une utilisation croissante de l'énergie biomasse doit s'inscrire dans une politique de développement durable de chaque pays. L'expérimentation est la meilleure solution pour définir les processus de méthanisation, malheureusement elle reste très onéreuse. A cet effet, nous avons préféré élaborer un modèle numérique de prédiction, régissant les phénomènes physico-chimiques et biologiques de ces processus. C'est un outil numérique très intéressant qui permet d'optimiser la production du biogaz en agissant sur certains paramètres influant le procédé et ceci sans pour autant passer par une série d'expérimentations. Ce modèle devrait par la suite servir de base pour le développement de stratégies de prédiction de la production du biogaz afin de garantir la stabilité du procédé et de réguler la qualité du biogaz produit en vue de sa valorisation.

Le premier chapitre de ce travail a introduit les concepts généraux de la digestion anaérobie. Cette succession de réactions, dans laquelle un substrat organique est transformé essentiellement en  $\text{CO}_2$  et  $\text{CH}_4$ , implique un écosystème particulièrement complexe, dont le fonctionnement n'est pas encore totalement connu. Divers paramètres opératoires (température, pH, charge organique) revêtent d'une importance capitale pour garantir le bon déroulement de ce procédé et aussi, la sensibilité de certains groupes de microorganismes rend le procédé potentiellement instable.

Nous avons proposé un modèle mathématique de prévision de la production du biogaz, composé de trois étapes de la digestion anaérobie. D'abord, une approche sans compartiment hydrolytique a été utilisée pour l'étape d'hydrolyse. La dégradation a alors été simplement décrite comme une réaction chimique de premier ordre par rapport au substrat de la dégradation. La description du processus a ensuite été détaillée en ajoutant, consécutivement à l'hydrolyse, deux étapes biologiques que sont l'acidogénèse et la méthanogénèse à partir de concepts et des paramètres en majeure partie tirés de la littérature. Confrontée aux résultats obtenus lors des

expérimentations en batch, cette approche s'est révélée très satisfaisante pour la quasi-totalité des substrats et co-substrats utilisés. Toutefois, pour tous les substrats, les résultats expérimentaux ont présenté une avance vis-à-vis des réponses du modèle. Ces avances peuvent s'expliquer par une sous-estimation des paramètres cinétiques en général, et de la vitesse d'hydrolyse, en particulier.

Aussi, nous soulignons que le modèle s'avère très sensible aux valeurs de la constante d'hydrolyse, de la constante d'inhibition et des coefficients stœchiométriques.

Enfin, ce modèle nous a permis d'étudier l'effet combiné du ratio C/N du substrat initial et de la température sur le rendement de production du biogaz. Les différents résultats ont révélé que le ratio C/N idéal et la température optimale de méthanisation se situent respectivement dans les plages 22/1 – 23/1 et 34– 35°C. De plus, nous retenons que les couples (**22/1 ; 34,5 °C**) et (**23/1 ; 32 °C**) présentent de meilleurs rendements de production du biogaz à partir de la bouse de vache, tant sur le volet quantitatif que qualitatif.

## **PERSPECTIVES**

Dans la continuité de ce travail, plusieurs perspectives peuvent être envisagées. La détermination expérimentale des paramètres et constantes cinétiques et la validation expérimentale du modèle de couplage restent les premiers points à développer pour la suite de ce travail. Ensuite, nous allons procéder à une application de ce modèle à l'échelle pilote.

Aussi, d'autres paramètres tels le pH, le taux de charge organique et le temps de séjour feront l'objet d'une étude particulière.

Dans la présente étude, nous n'avons pas pu tracer les diagrammes opératoires qui décrivent, les régions de stabilité des points d'équilibre du modèle selon les paramètres de contrôle. Nous souhaitons pouvoir tracer ces diagrammes dans les prochaines étapes de cette recherche.

En dernier lieu, nous allons nous intéresser aussi aux analyses de sensibilité et d'identifiabilité globales des paramètres du modèle.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

(IEA), I. E. A. (2020). *Key World Energy Statistics 2020*. [iea.org](http://iea.org)

Aboubakar, Mbofung, B. (2016). Etude du potentiel biogaz des déjections animales : bouses de bovins et fientes de volailles d'un centre zootechnique à Maroua - Cameroun. *Revue Des Energies Renouvelables*, 19(3), 447–464.

Abu-reesh, I. M. (2014). Kinetics of anaerobic digestion of labaneh whey in a batch reactor. *Academic Journals*, 13(16), 1745–1755. <https://doi.org/10.5897/AJB2013.13310>

Ahmed, W., & Rodríguez, J. (2020). A model predictive optimal control system for the practical automatic start-up of anaerobic digesters. *Water Research*, 174, 115599. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115599>.

Ambaye, T. G., & Hagos, K. (2020). Photocatalytic and biological oxidation treatment of real textile wastewater. *Nanotechnology for Environmental Engineering*, 5(3), 1–11. <https://doi.org/10.1007/s41204-020-00094-w>.

Anderson, C. A., Berkowitz, L., Donnerstein, E., Huesmann, L. R., Johnson, J. D., Linz, D., Malamuth, N. M., & Wartella, E. (2003). The influence of media violence on youth. *Psychological Science in the Public Interest*, 4(3), 1–30.

Andrews, J. F. (1968). A Mathematical Model for the Continuous Culture of Microorganisms Utilizing Inhibitory Substrates. *Biotechnology and Bioengineering*, X, 707–723.

Angelidaki, I., Chen, X., Cui, J., Kaparaju, P., & Ellegaard, L. (2006). Thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of household municipal solid waste : Start-up procedure for continuously stirred tank reactor. *Water Research*, 40, 2621–2628. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.05.015>

Arras, W. (2017). *Étude expérimentale et modélisation de la digestion anaérobie des matières organiques résiduelles dans des conditions hyperthermophiles*. Ecole de Technologie Supérieure de l'Université du Québec.

Arthur Riedacker. (2003). Effet de serre et politiques de lutte contre le changement climatique. *Cairn.Info .Matières à Réflexion*, 47–70. <https://doi.org/10.3917/med.121.0047>.

Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V, Pavlostathis, S. G., & Rozzi, A. (2002). The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 ( ADM1 ). *Water Science and Technology*, 45(10), 65–74.

- Bensoubaya, M. (2018). *Sur la stabilité et la stabilisation de systèmes non linéaires discrets* [Université Paul Verlaine - Metz]. <https://doi.org/1997METZ040S.tel-01777223>.
- Bernard, O., Hadj-sadok, Z., Dochain, D., Genovesi, A., Steyer, J., Project, C., & Cedex, S. (2001). Dynamical model development and parameter identification for an anaerobic wastewater treatment process. *Biotechnology and bioengineering* 75.4 (2001) 424-438..pdf. *Biotechnology and Bioengineering*, 75.
- Bernet, N. (2020). Principes et application de la digestion anaérobie pour la production d'énergie. *Biodiversité et Changements Globaux: Valorisation Des Effluents Des Industriels, Des Résidus Agro-Pastoraux et Forestiers, October*, 1–8.
- Bollon, J. (2012). *Etude des mécanismes physiques et de leur influence sur la cinétique de méthanisation en voie sèche : essais expérimentaux et modélisation* [Institut National des Sciences Appliquées de Lyon]. <http://theses.inse-lyon.fr/publication/2012ISAL0011>.
- Bouallagui, H., Touhami, Y., Cheikh, R. Ben, & Hamdi, M. (2005). Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochemistry*, 40, 989–995. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2004.03.007>.
- Bouraima, S., Fagbemi, L. A., & Adamon, D. G. F. (2021). *ES Energy & Environment An Efficient Visible Numerical Model to Find the Optimal Anaerobic Digestion Temperature in a Continuous Reactor Without Hydrolytic Microbial Compartment*. 13–24.
- Brancourt-Hulmel M., Ferchaud F., Hofte H., B. J. and P. G. (2017). Intérêt des ressources agricoles et forestières pour la bioénergie. *Innovations Agronomiques, November 2016*.
- Cansell, R. M. et F. (2003). *Méthanisation des déchets organiques: Etude bibliographique*.
- Cazier, E. (2015). *Rôle des gaz dissous dans la digestion anaérobie par voie sèche de déchets ligno-cellulosiques*. Unité de recherche. Laboratoire de Biotechnologie de l'Environnement. Université Montpellier.
- CEREEC. (2015). *Plan d'Action National des Energies Renouvelables (PANER)*.
- Chen, C., Ren, N., Wang, A., Yu, Z., & Lee, D. (2008). Microbial community of granules in expanded granular sludge bed reactor for simultaneous biological removal of sulfate, nitrate and lactate. *Appl Microbiol Biotechnol*, 79, 1071–1077. <https://doi.org/10.1007/s00253-008-1503-5>.

- Choi, Y., Ryu, J., & Lee, S. R. (2020). Influence of carbon type and carbon to nitrogen ratio on the biochemical methane potential , pH , and ammonia nitrogen in anaerobic digestion. *Journal of Animal Science and Technology*, 62(1), 74–83. <https://doi.org/https://doi.org/10.5187/jast.2020.62.1.74>
- Comino, E., Rosso, M., & Riggio, V. (2010). Bioresource Technology Investigation of increasing organic loading rate in the co-digestion of energy crops and cow manure mix. *Bioresource Technology*, 101(9), 3013–3019. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.025>
- Coutu, A. (2021). *Conception de réacteurs de laboratoire et développement d'approches numériques pour l'optimisation du procédé de méthanisation en voie solide et discontinu*. Thèse en Génie des Procédés. Université de Technologie Compiègne.
- D A Ratkowsky, R K Lowry, T A McMeekin, A. N. S. and R. E. C. (1983). Model for Bacterial Culture Growth Rate Throughout the Entire Biokinetic Temperature Range. *Journal of Bacteriology*, 154(3), 1222–1226.
- Dadaglio, L. (2018). *Dynamique des communautés bactériennes en réponse au bloom phytoplanktonique dans l 'océan Arctique et identification des acteurs microbiens impliqués dans la dégradation de la matière organique*. Ecole doctorale des Sciences de l'environnement d'Ile-de-France.
- Daoud, Y. (2018). *Analyse de modèles de la digestion anaérobie : Application à la modélisation et au contrôle des bioréacteurs*. Ecole doctorale Information Structures Systèmes. Université de Montpellier.
- Demirbas, A. (2004). Effect of initial moisture content on the yields of oily products from pyrolysis of biomass. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 71, 803–815. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2003.10.008>
- Despotovic, M., Nedic, V., Despotovic, D., & Cvetanovic, S. (2016). Evaluation of empirical models for predicting monthly mean horizontal diffuse solar radiation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 56, 246–260. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.11.058>
- El-mashad, H. M., Loon, W. K. P. Van, & Zeeman, G. (2003). A Model of Solar Energy Utilisation in the Anaerobic Digestion of Cattle Manure. *Biosystems Engineering*, 84(2), 231–238. [https://doi.org/10.1016/S1537-5110\(02\)00245-3](https://doi.org/10.1016/S1537-5110(02)00245-3)

- Eriksson, A. R. B., Schn, A., & Lev, L. (2007). Effect of process temperature on bacterial and archaeal communities in two methanogenic bioreactors treating organic household waste. *FEMS Microbiol Ecol.* <https://doi.org/10.1111/j.1574-6941.2006.00263.x>
- Farquhar G. J., R. F. A. (1973). Gas Production During Refuse Decomposition. *Water, Air and Soil Pollution*, 2, 483–495.
- Fedailaine, M., Moussi, K., Khitous, M., Abada, S., Saber, M., & Tirichine, N. (2015). Modeling of the anaerobic digestion of organic waste for biogas production. *Procedia Computer Science*, 52(1), 730–737. <https://doi.org/10.1016/j.procs.2015.05.086>
- Fernandez, N. and C. F. (1993). A study of the operation of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating a synthetic coffee waste. *Bioresource Technology*, 45, 223–227.
- Franck, C., Houngue, C., Théophile, K., & Edmond, C. (2015). Contribution à la régulation de la température au sein d'un digesteur de type batch utilisant un système de chauffage de type solaire. *Afrique Science*, 11(3), 10–20.
- Francois, V., Feuillade, G., Skhiri, N., Lagier, T., & Matejka, G. (2006). Indicating the parameters of the state of degradation of municipal solid waste. *Journal of Hazardous Materials*, 137, 1008–1015. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2006.03.026>
- Frédéric Marillier. (2007). Crise énergétique: Il n'est pas trop tard pour s'en sortir? *Cairn.Info .Matières à Réflexion*, 63–69. <https://doi.org/10.3917/nf.006.0063>
- Frigon, J., & Guiot, S. R. (2010). Biomethane production from starch and lignocellulosic crops : a comparative review. *Biofuels, Bioproducts and Birefining*, 0–5. <https://doi.org/10.1002/bbb>
- Ganesh, R., Torrijos, M., Sousbie, P., Philippe, J., Lugardon, A., & Philippe, J. (2013). Bioresource Technology Anaerobic co-digestion of solid waste : Effect of increasing organic loading rates and characterization of the solubilised organic matter. *Bioresource Technology*, 130, 559–569. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.12.119>
- Georges T. Tsao and Hanson, T. P. (1975). Extended Monod Equation for Batch Cultures with Multiple Exponential Phases. *Biotechnology and Bioengineering*, XVII, 1591–1598.
- Goux, X. (2018). *Influence de différents facteurs opérationnels sur la structure des communautés microbiennes impliquées dans le processus de digestion anaérobie* : HAL Id : tel-01754584.

- H. Bahhli, M. B. (2006). Modeling and Simulation of Thermal Transfer in Batch Reactor. *Journal of Applied Sciences*, 6, 1327–1331.
- Hajji, A., & Rhachi, M. (2016). Effet de l' agitation sur la digestion anaérobie des déchets ménagers et assimilés en régime mésophile. *Journal of Materials and Environment Science*, 7(11), 4136–4143.
- Hamitouche, A., & Bendjama, Z. (2012). Relevance of the Luong model to describe the biodegradation of phenol by mixed culture in a batch reactor. *Ann. Microbiol*, 581–586. <https://doi.org/10.1007/s13213-011-0294-6>
- Hassam, S., Ficara, E., Leva, A., & Harmand, J. (2015). A generic and systematic procedure to derive a simplified model from the anaerobic digestion model No. 1 (ADM1). *Biochemical Engineering Journal*, 99(1), 193–203. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2015.03.007>
- Hess, J. (2008). *Modélisation de la qualité du biogaz produit par un fermenteur méthanogène et stratégie de régulation en vue de sa valorisation*. Université de Nice-Sophia Antipolis-UFR Sciences.
- Hills, D. J. (1979). Effects of Carbon:Nitrogen ratio on anaerobic digestion of dairy manure. *Agricultural Wastes*, 267–278.
- Hu, C., Yan, B., Wang, K., & Xiao, X. (2018). Modeling the performance of anaerobic digestion reactor by the anaerobic digestion system model (ADSM). *Biochemical Pharmacology*. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.03.018>
- Hu, L., Tang, X., Wu, Z., Lin, L., Xu, J., Xu, N., & Dai, B. (2015). Magnetic lignin-derived carbonaceous catalyst for the dehydration of fructose into 5-hydroxymethylfurfural in dimethylsulfoxide. *Chemical Engineering Journal*, 263, 299–308. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.11.044>
- Igoud, S., Tou, I., Kehal, S., & Touzi, N. M. A. (2002). *Première Approche de la Caractérisation du Biogaz Produit à Partir des Déjections Bovines*. 5, 123–128.
- Jin, L. Z., Ho, Y. W., Abdullah, N., & Jalaludin, S. (1998). Growth Performance , Intestinal Microbial Populations , and Serum Cholesterol of Broilers Fed Diets Containing Lactobacillus Cultures. *Sigma Chemical*.
- Kalloum, S., Khelafi, M., Djaafri, M., & Touzi, A. T. A. (2007). Etude de l' influence du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers. *Revue Des Energies*

*Renouvelables*, 10, 539–543.

Khelafi, M., Tahri, A., & Bouabdessalem, H. (2007). Conception et réalisation d'un digesteur type batch chauffé par un capteur solaire à double vitrage. *Revue Des Energies Renouvelables ICRES*, 1–3.

Kim, B., Kitagawa, H., Tamura, J., Kusche-gullberg, M., Lindahl, U., & Sugahara, K. (2002). Demonstration of a Novel Gene DEXT3 of *Drosophila melanogaster* as the Essential N - Acetylglucosamine Transferase in the Heparan. *Journal of Biological Chemistry*, 277(16), 13659–13665. <https://doi.org/10.1074/jbc.M111630200>

Konak, A. R. (1974). A new model for surface reaction-controlled growth of crystals from solution. *Chemical Engineering Science*, 29, 1537–1543.

Kouassi, E. K. A. (2018). *Contribution à la valorisation des sous-produits agricoles en bioproduits*. Thèse de l'Ecole doctorale Sciences de la Matière. Université de Toulouse.

Kpéra, A., Gandonou, C. B., Aboh, A. B., & Gandaho, S. (2017). Effet de différentes doses de bouse de vache, d'urine humaine et de leur combinaison sur la croissance végétative et le poids des fruits de l'ananas (*Ananas comosus* (L.) Merr.) au Sud Bénin. *Journal of Applied Biosciences*, 10761–10775.

Kple, M. (2018). *Étude des voies de valorisation des déchets ménagers au Bénin : cas de la ville d'Abomey-Calavi*. Thèse en cotutelle. Université d'Abomey-Calavi-Université de Lorraine.

Kwietniewska, E., & Tys, J. (2014). Process characteristics, inhibition factors and methane yields of anaerobic digestion process, with particular focus on microalgal biomass fermentation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 34, 491–500. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.03.041>

Laakkonen, M., Moilanen, P., Alopaeus, V., & Aittamaa, J. (2007). Modelling local gas-liquid mass transfer in agitated vessels. *Chemical Engineering Research and Design*, 85, 665–675. <https://doi.org/10.1205/cherd06171>

Labatut, R. A., Angenent, L. T., & Scott, N. R. (2014). Conventional mesophilic vs. thermophilic anaerobic digestion: A trade-off between performance and stability? *Water Research*, 53, 249–258. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.01.035>

Lacour, J. (2012). *Valorisation de résidus agricoles et autres déchets organiques par digestion*

- anaérobie en Haïti*. Thèse en cotutelle Université Quisqueya-Institut National des Sciences Appliquées de Lyon (France).
- Lambert, F. (1976). *Conditions d'existence et d'unicité de la solution pour une équation différentielle fonctionnelle stochastique* (A. scientifiques de l'Université de Clermont-Ferrand (ed.); Annales sc).
- Lecomte, D. (2014). Valorisation énergétique de la biomasse et des déchets humide. *2iE Sieces Technologies. Energy Recovery from Wet Biomass and Waste, January 2009*, 1–8.
- Lévy, P. (1930). Le Théorème fondamental de la théorie des erreurs. *Annales de l'I.H.P.*, 2, 163–175.
- Liu, J., Olsson, G., & Mattiasson, B. (2004). On-line monitoring of a two-stage anaerobic digestion process using a BOD analyzer &. *Journal of Biotechnology*, 109, 263–275. <https://doi.org/10.1016/j.jbiotec.2003.11.014>
- Lu, X., Jin, W., Xue, S., & Wang, X. (2017). Effects of waste sources on performance of anaerobic co- digestion of complex organic wastes : taking food waste as an example. *Scientific Reports, January*, 1–9. <https://doi.org/10.1038/s41598-017-16068-z>
- M. Choo-Kun, H. Fisgativa, D. Conteau, P. Camacho, R. G. et P. B. (2014). Influence of temperature on the anaerobic digestion of primary sludge. *Science and Technology*, 66, 32–36.
- Malika, B. and T. M. B. (2019). Le biogaz source d'énergie renouvelable: Cas des déchets ménagers "biodéchet". *International Journal of Scientific Research and Engineering Technology (IJSET)*, 11, 15–19.
- Masic Alma, K. M. U. and K. V. (2016). Global parameter optimization for biokinetic modeling of simple batch experiments. *Environmental Modelling and Software*, 1–51.
- Maxime Rouez. (2008). *Dégradation anaérobie de déchets solides : caractérisation , facteurs d 'influence et modélisations*. Thèse de l'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon.
- Mohammadi, S., Monsalvete, P., Uribarri, Á. De, & Eicker, U. (2021). Decentral Energy Generation Potential of Anaerobic Digestion of Black Water and Kitchen Refuse for Eco - District Planning. *MDPI. Energies*, 1–14.

- Moletta, R. (2003). La digestion anaérobie des déchets municipaux. *Revue Des Energies Renouvelables*, 1–16.
- Monod, J. (1949). The growth of bacterial cultures. *Annu. Rev. Microbiol*, *XI*, 371–394.
- Mosey, F. E. (1983). Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: Regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science Technology*, *15*(August), 209–232.
- Moussa, B. Y., Foula, B. M., & Keita, M. (2018). Évaluation du potentiel en biogaz de la bouse de vache , de la fiente de poule et en codigestion à Mamou , République de Guinée Résumé. *Afrique Science*, *14*(5), 147–157.
- Moussa Karima. (2014). Comment transforme-t-on la biomasse en énergie?: Revue de littérature. *Revue Des Energies Renouvelables*, *2*, 4–5.
- MPD, M. and P. (2018). *Promotion de la production durable de biomasse électricité au Bénin*.
- Nielsen, H. B., Mladenovska, Z., Westermann, P., & Ahring, B. K. (2004). *Comparison of Two-Stage Thermophilic ( 68 ° C / 55 ° C ) Anaerobic Digestion With One-Stage Thermophilic ( 55 ° C ) Digestion of Cattle Manure*. <https://doi.org/10.1002/bit.20037>
- Ouahabi, Y., & Bensadok, N. M. K. (2016). Etude du potentiel biométhane des déchets d'abattoirs. *Revue Des Energies Renouvelables*, *19*(1), 111–118.
- Parkin, B. G. F., & Owen, W. F. (1987). Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges. *Journal of Environmental Engineering*, *112*(5), 867–920.
- Pauss, A., Andre, G., Perrier, M., & Guiot, S. R. (1990). *Liquid-to-Gas Mass Transfer in Anaerobic Processes : Inevitable Transfer Limitations of Methane and Hydrogen in the Biomethanation Process*. *56*(6), 1636–1644.
- Peu, P., Dabert, P., & Tr, A. (2013). *La méthanisation en milieu rural et ses perspectives de développement en France*. September 2015. <https://doi.org/10.3917/set.012.0006>
- Pirt, N. P. and J. S. (1978). The Effects of Cooperativity and Growth Yield Variation on the Kinetics of Nitrogen or Phosphate Limited Growth of *Chlorella* in a Chemostat Culture. *Journal of General Microbiology*, *1*, 295–303.
- Pommier, S., Chenu, D., Quintard, M., & Lefebvre, X. (2007). *A Logistic Model for the Prediction of the Influence of Water on the Solid Waste Methanization in Landfills*. *97*(3),

473–482. <https://doi.org/10.1002/bit>

- Pramanik, S. K., Suja, F. B., Zain, S. M., & Pramanik, B. K. (2019). The anaerobic digestion process of biogas production from food waste: Prospects and constraints. *Bioresource Technology Reports*, 8(July), 100310. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.100310>
- Puel, G., Puel, G., Normale, D. E. L. É., Cachan, S. D. E., Centrale, É., & Cnrs, P. (2014). *Problèmes d'identification paramétrique : vers des approches multiéchelles To cite this version : HAL Id : tel-00950832 Présentée à l'École Normale Supérieure de Cachan par Laboratoire de Mécanique des Sols , Structures et Matériaux ( MSSMat )*.
- R. W. Wilson, F. J. Millero, J. R. Taylor, P. J. Walsh, V. Christensen, S. J. and M. G. (2009). Contribution of Fish to the Marine Inorganic Carbon Cycle. *Science*, 323. <https://doi.org/10.1126/science.1157972>
- Raineau, L. (2011). « Adaptation aux changements climatiques » Vers une transition énergétique ? *Natures Sciences Sociétés*, 19.
- Rajendran, K., Aslanzadeh, S., & Taherzadeh, M. J. (2012). Household Biogas Digesters—A Review. *Energies*, 2911–2942. <https://doi.org/10.3390/en5082911>
- Ravard, B. (2018). *Evaluation du potentiel méthanogène de différentes rations et des effets des digestats sur des indicateurs de fonctionnement biologique du sol en lien avec le service de fertilité*. Université de Lorraine.
- Ricard, F. P. et M.-A. (2009). *Outil d'aide à la décision pour l'implantation d'un système de méthanisation à la ferme*.
- Salem, R. F., & Sari, T. (2010). Analyse mathématique d'un modèle de digestion anaérobie à trois étapes. *CARI'12. ARIMA*, i, 1–8.
- Samson M. Hagos, Chidong Zhang, Zhe Feng, Casey D. Burleyson, C. D. M. and M. N. M. (2016). The impact of the diurnal cycle on the propagation of madden-julian oscillation convection across the maritime continent. *Journal of Advances in Modeling Earth Systems*, 1–13. <https://doi.org/10.1002/2016MS000725>.Received
- Shahbaz, M., Ammar, M., Mustafa, R., Ahmad, N., Ali, A., Sarmad, M., Dexun, K., & Xiujin, Z. (2020). Impact of C / N ratios and organic loading rates of paper , cardboard and tissue wastes in batch and CSTR anaerobic digestion with food waste on their biogas production and digester stability. *SN Applied Sciences*, 2(8), 1–13. <https://doi.org/10.1007/s42452->

020-03232-w

- Siegert, I., & Banks, C. (2005). *The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors*. 40, 3412–3418. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2005.01.025>
- Stams, A. J. M., Plugge, C. M., Bok, F. A. M. De, Houten, B. H. G. W. Van, Lens, P., & Dijkman, H. (1991). *Metabolic interactions in methanogenic and sulfate-reducing bioreactors*. 13–20.
- Talalay, P. (1977). *A Simple Generalized Equation Inhibitions of Michaelis-Menten for the Analysis of Multiple Kinetic Systems* \*. 252(16), 6438–6442. [https://doi.org/10.1016/S0021-9258\(17\)39978-7](https://doi.org/10.1016/S0021-9258(17)39978-7)
- Taylor, P., Monlau, F., Barakat, A., Trably, E., Dumas, C., Steyer, J., & Carrère, H. (2011). *Critical Reviews in Environmental Science and Technology Lignocellulosic Materials Into Biohydrogen and Biomethane : Impact of Structural Features and Pretreatment and Biomethane : Impact of Structural Features*. April 2013, 37–41. <https://doi.org/10.1080/10643389.2011.604258>
- Tereza, A. M. (2020). *Conversion Kinetics of the Gaseous Products of Pyrolysis of Polypropylene and Waste Tires*. December. <https://doi.org/10.1134/S1990793120040247>
- Tian, G., Yang, B., Dong, M., Zhu, R., Yin, F., & Zhao, X. (2018). The effect of temperature on the microbial communities of peak biogas production in batch biogas reactors. *Renewable Energy*. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.01.119>
- Tize, J. K., Djoulde, D. R., & Ngakou, A. (2015). *Influence du prétraitement mécanique et biologique des feuilles mortes de neem ( azadirachta indica ) sur la production du biogaz [ Influence of mechanical and biological pretreatment of dead neem leaves ( azadirachta indica ) on biogas production ]*. 16(2), 505–513.
- Traore, D., Nikiema, M., Somda, M. K., Sawadogo, J. B., & Dayeri, D. (2016). *Contribution à la biométhanisation de la biomasse végétale : cas des résidus de légumes au Burkina Faso Contribution to the biometanation of plant biomass : case of vegetable residues in Burkina Faso*. 10(February), 35–47.
- Tsuchiya, H. M. (1966). *Dynamics of microbial cell populations* (U. of Minnesoca (ed.); University).

- UEMOA, H. R. d'Afrique de l'Ouest et du C. (2007). *Bioénergies et développement durable dans les pays membres de l'UEMOA*.
- Wang, S., Ma, F., Ma, W., Wang, P., Zhao, G., & Lu, X. (2019). *Influence of Temperature on Biogas Production Efficiency and Microbial Community in a Two-Phase Anaerobic Digestion System*. <https://doi.org/10.3390/w11010133>
- Ward, A. J., Hobbs, P. J., Holliman, P. J., & Jones, D. L. (2008). *Bioresource Technology Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources*. 99, 7928–7940. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.02.044>
- Weiland, B. P. (2006). *Biomass Digestion in Agriculture : A Successful Pathway for the Energy Production and Waste Treatment in Germany*. 3. <https://doi.org/10.1002/elsc.200620128>
- Wilson, M. A., Meaux, S., & Hoof, A. Van. (2008). *Biochimica et Biophysica Acta Diverse aberrancies target yeast mRNAs to cytoplasmic mRNA surveillance pathways*. 1779, 550–557. <https://doi.org/10.1016/j.bbagr.2008.05.006>
- Winter, G. Z. J. (2000). *Inhibition of methane production from whey by heavy metals ± protective effect of sulphate*. 726–731.
- Yen, H., & Brune, D. E. (2007). *Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane*. 98, 130–134. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.11.010>
- Zwietering, M., Koos, J., Hasenack, B., Wit, J., & Riet, K. (1991). *Modeling of Bacterial Growth Function of Temperature*. *Applied and Environmental Microbiology*, 57(4), 1094–1101.

## ANNEXES

## Annexe 1 : Relevés moyens journaliers des essais 1 &amp; 2

Dates	Volume (ml)		Température (°C)	pH
	Essai 1	Essai 2		
05/04/2021	0,0	0,0	28±0,5	6,9±0,05
06/04/2021	25,0±0,05	25,0±0,05	28±0,5	7,0 ±0,06
07/04/2021	65,2±0,05	65,6±0,05	29±0,6	6,8±0,05
08/04/2021	134,4±0,05	133,9±0,05	28±0,5	6,9±0,05
09/04/2021	222,7±0,05	222,4±0,05	27±0,5	6,8±0,05
10/04/2021	320,4±0,05	320,0±0,06	28±0,5	6,8±0,05
11/04/2021	422,4±0,05	429,0±0,05	28±0,5	6,9±0,05
12/04/2021	525,6±0,06	544,3±0,05	28±0,5	6,9±0,05
13/04/2021	629,9±0,05	690,6±0,05	28±0,5	6,7±0,05
14/04/2021	729,2±0,05	838,9±0,05	29±0,6	6,7±0,05
15/04/2021	816,5±0,06	986,2±0,05	29±0,6	6,8±0,05
16/04/2021	894,8±0,05	1132,6±0,05	28±0,5	6,8±0,05
17/04/2021	966,1±0,05	1263,9±0,05	28±0,5	6,7±0,05
18/04/2021	1032,4±0,05	1370,2±0,06	28±0,5	6,8±0,05
19/04/2021	1097,7±0,05	1461,5±0,05	28±0,5	6,8±0,05
20/04/2021	1160,9±0,06	1549,6±0,05	27±0,5	7,1±0,06
21/04/2021	1220,1±0,05	1615,9±0,05	28±0,5	7,0±0,06
22/04/2021	1278,3±0,05	1668,1±0,06	27±0,5	6,8±0,05
23/04/2021	1333,4±0,05	1717,2±0,05	28±0,5	6,8±0,05
24/04/2021	1385,5±0,05	1764,3±0,05	28±0,5	6,8±0,05
25/04/2021	1434,9±0,05	1809,7±0,05	28±0,5	6,8±0,05
26/04/2021	1482,1±0,06	1851,9±0,06	27±0,5	6,8±0,05
27/04/2021	1527,7±0,05	1892,5±0,06	28±0,5	6,8±0,05
28/04/2021	1569,9±0,05	1929,7±0,05	28±0,5	6,8±0,05
29/04/2021	1609,1±0,05	1965,9±0,06	28±0,5	6,9±0,05

**Annexe 2 : Relevés moyens journaliers des essais 3 & 4**

Dates	Volume (ml)		Température (°C)	pH
	Essai 3	Essai 4		
03/05/2021	0,0	0,0	28±0,5	6,8±0,05
04/05/2021	63,3±0,05	40,0±0,05	28±0,5	7,0±0,06
05/05/2021	133,3±0,05	100,5±0,05	28±0,5	6,9±0,05
06/05/2021	211,5±0,05	180,8±0,06	28±0,5	6,8±0,05
07/05/2021	289,8±0,05	281,5±0,05	27±0,5	6,9±0,05
08/05/2021	383,1±0,05	383,1±0,05	28±0,5	6,8±0,05
09/05/2021	486,4±0,06	485,8±0,05	27±0,5	6,8±0,05
10/05/2021	756,8±0,05	589,1±0,05	28±0,5	6,8±0,05
11/05/2021	848,4±0,05	692,4±0,05	29±0,6	6,7±0,05
12/05/2021	928,4±0,05	815,6±0,06	28±0,5	6,7±0,05
13/05/2021	979,9±0,05	1015,0±0,05	29±0,6	6,8±0,05
14/05/2021	1010,1±0,05	1076,1±0,05	28±0,5	6,8±0,05
15/05/2021	1040,2±0,06	1107,2±0,06	28±0,5	6,7±0,05
16/05/2021	1040,2±0,06	1138,4±0,05	28±0,5	6,8±0,05
17/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	28±0,5	6,8±0,05
18/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	27±0,5	6,8±0,05
19/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	28±0,5	6,9±0,05
20/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,06	27±0,5	7,1±0,06
21/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	28±0,5	7,0±0,06
22/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	28±0,5	6,8±0,05
23/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	28±0,5	6,8±0,05
24/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	27±0,5	6,8±0,05
25/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	28±0,5	6,8±0,05

---

26/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,06	27±0,5	6,8±0,05
27/05/2021	1040,2±0,06	1169,5±0,05	29±0,6	7,1±0,06