

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE AHMED DRAIA ADRAR
FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT DES SCIENCES DE LA MATIERE



THESE

En vue de l'obtention du diplôme de :

Doctorat en sciences

Filière : Physique

Option : Physique des Matériaux

Par

Abderrahmane LAHBAB

Thème

Expérimentation et modélisation des performances d'un réacteur pour la production d'une énergie renouvelable.

Soutenue le : 01 / 03 / 2022

Devant le jury composé de :

Mr. Hadjadj Ahmed	Professeur	Univ. Adrar	Président
Mr. Kalloum Slimane	Professeur	Univ. Adrar	Promoteur
Mr. Boussaid Mohamed	MCA	Univ. Adrar	Examineur
Mr. Tahri Ahmed	MRA	URERMS Adrar	Examineur
Mr. Maouedj Rachid	DR	URERMS Adrar	Examineur
Mr. Blal Mohamed	MRA	URERMS Adrar	Examineur
Mr. Djaafri Mohammed	MRB	URERMS Adrar	Invité

Année Universitaire 2021/2022

Table des Matières

Remerciement :	i
Résumé	ii
Abstract	iii
Liste des figures :	v
Liste des Photos	vii
Liste des tableaux	vii
Liste des abréviations	viii
Introduction générale	1

I. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA METHANISATION :

I.1- Processus de Méthanisation :	5
I.2-Etapes principales de la méthanisation :	6
I.2.1-Hydrolyse :	6
I.2.2-Acidogenèse :	7
I.2.3-Acétogenèse :	8
I.2.4-Méthanogenèse :	10
I.3.-Etapes secondaires :	12
I.3.1.-Sulfato-réduction :	12
I.3.2.-Dénitrification :	13
I.4-Facteurs influençant la performance du réacteur:	13
I.4.1-Teneur en eau :	13
I.4.2-Température :	14
I.4.4-Le pH et l'alcalinité :	17
I.4.5-Nutriments :	18
I.4.6-Les inhibiteurs :	18
I-5- La Co-digestion	19
I.6-Digesteurs anaérobies :	20
I.6.1-Modes d'alimentation du substrat dans le digesteur :	21
I.6.2-Temps de rétention :	22
I.6.3-Séparation des étapes du processus biologique :	22

II. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA MODELISATION DE LA METHANISATION:

II-1- Modélisation et modèles	25
II-1-1- Classification des modèles.	25

II-1-2- Développement d'un modèle	27
II-2 -Modèles de la digestion anaérobie	28
II-2-1- Modèle stœchiométrique :	29
II-2-2- Modèle cinétique	31
II-2-3- Modèle biologique:	33
II-3- Modèles ADM1 et AM2	39
II-3-1- Modèle ADM1	39
II-3-2- Modèle AM2	42
II-3-3 -Différences de complexité des modèles AM2 et ADM1	46

III. MATERIELS ET METHODES

III.1-Expérimentation	47
III-1-1- Le substrat et le Co-substrat	47
III-1-2- Préparation des réacteurs	47
III -1-3- Méthodes analytique	49
III-1-3-1-Détermination de MS et MV.	49
III. 1.3.3 -Détermination du PH	50
III. 1.3.4 -Détermination d'alcalinité (TAC) et l'acidité(AGV)	51
III.1.3.5 -Volume de biogaz et méthane produits	52
III.2-Mise en place d'un modèle	52
III.2.1- Modèle. A	53
III.2.2-Modèle B	54

IV. RESULTATS ET DISCUSSIONS

IV-1-Experimentation	57
IV.1.1 -Matière sèche MS% et Matière volatile VS% :	57
IV.1.2-Variation du pH :	57
IV.1.3- variation des acides gras volatile :	58
IV.1.4- Variation de titre d'alcalinité complet(TAC).	61
IV.1.5- Rapport AGV/TAC	62
IV.1.6- Evolution des volumes cumulés de Méthane	63
IV.2- Simulation de volume cumulé de méthane :	64
IV.2.1- Simulation par le Modèle A :	64
IV.2.2- Simulation par le modèle B :	73
IV.2.2.1 -Détermination des paramètres Gm, Rm et L	75
IV.2.2.2 - Comparaison entre volume expérimentale et modélisé par l'équation de Gompertz	75
IV.2.2.3 -Dédution des relations reliant RCD, Rm, L, Gm et MV	77

Tables des Matières

IV.2.2.4 -Résultats de simulation Modèle B	79
IV-2-2-5- comparaison de deux modèles	82
Conclusion	84
Bibliographie	87
Annexes	95

Remerciement :

*Je tiens tout d'abord à remercier mon encadreur le Professeur **KALLOUM Slimane** pour avoir initié ce sujet de recherche, de m'avoir dirigé en me faisant profiter de sa compétence dans le domaine par ses discussions critiques, sa contribution, ses encouragements et ses conseils très utiles*

*Je tiens à exprimer ma gratitude à Mr le professeur **HADJADJ Ahmed**, de l'Université d'Adrar, de m'avoir fait l'honneur de présider le jury d'examen.*

*Je remercie aussi Mr le Docteur **BOUSSAID Mohammed** de l'Université d'Adrar, Mr le Docteur **TAHRI Ahmed** ; Mr le Docteur **DJAAFRI Mohamed**, Mr le professeur **MAOUEDJ Rachid** et Mr le docteur **BLAL Mohamed** De l'unité de recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien « **URERMS** » Adrar pour l'honneur qu'ils m'ont fait de bien vouloir accepter de juger ce travail.*

*Je tiens à remercier aussi les membres de laboratoires de la division conversion thermique et thermodynamique de l'Unité de Recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien « **URERMS** » d'ADRAR, et les membres de labo **LEESI** de l'université d'Adrar pour leurs aides*

J'exprime ma reconnaissance à tous les enseignants qui ont contribué à ma formation

Enfin, je ne saurais terminer sans que soient remerciées toutes les personnes qui de près ou de loin ont contribué à la réussite de ce travail, par leur soutien moral, administratif, et technique.

Résumé

Ce travail présente à la fois des tests expérimentaux et modélisation pour la production de biogaz basé sur le ratio de Co-digestion (RCD) de déchet de cuisine avec de la bouse de vache sans inoculum externe. Pour cela, les épluchures de légumes ont été utilisées comme substrat et la bouse de vache a été utilisée comme co-substrat. Des réacteurs en triple ont été préparés. Les concentrations en matière volatile (MV) de pelure de légumes étaient de 12, 8, 6 et 4 g MV/l avec une même concentration de bouse de vache (4 g de MV/l) ce qui correspond à un RCD de 3:1, 2:1, 1,5:1 et 1:1 .deux modèles mathématique sont utilisés, le premier (modèle A)est inspiré de modèle AM2 ce modèle nous a aidées d'approfondir nos connaissances sur l'évolution de processus, et de connaitre l'effet de chaque paramètre sur les performances du processus en générale. Mais comme notre objectif principal c'est la production du Méthane qui représente une source d'énergie renouvelable. Pour cette raison, un nouveau modèle mathématique (modèle B) correspondant au procédé de méthanisation biotechnologique basé uniquement sur le (RCD) et (MV) pour décrire et prédire la production du méthane a été implémenté sous Matlab Simulink. Les résultats expérimentaux indiquent que la production de méthane cumulée optimale de 2000 ml a été générée dans le réacteur contenant un (RCD) de 3:1 ce qui correspond à un rendement en méthane de 170 ml de CH₄ /g MV. C'est-à-dire une amélioration entre 23 et 26% par rapport à tous les autres (RCD). Les résultats expérimentaux ont été confirmés par le nouveau modèle mathématique. Après avoir appliqué la nouvelle idée proposée en convertissant les constantes (Rm, L et Gm) en fonctions (Rm =f1 (RCD), L=f2(RCD) et Gm = f3 (MV) et en les reliant les unes aux autres en utilisant la relation de Gambertz. Le nouveau modèle a pu prédire le méthane produit en utilisant seulement deux entrées : matière volatil (MV) et rapport substrat/co-substrat (RCD). L'analyse de la variance (ANOVA) entre les résultats expérimentaux et de modélisation a montré qu'il n'y a pas de différence statistiquement significative, avec un niveau de signification de 0,05. Enfin, la nouvelle idée inventée peut être une clé pour d'autres recherches.

Abstract

This work examined both experimental and modelling for biogas production based on co-Digestion Ratio (RCD) of vegetable peel with cow dung without external inoculum. For this, vegetable peel was used as a substrate and cow dung was used as a co-substrate. Reactors in triplicate were prepared. The vegetable peel concentrations were 12, 8, 6 and 4 gVS/l with the same cow dung concentration (4 g of VS/l) which corresponds to a RCD of 3:1, 2:1, 1.5:1 and 1:1. Two models are used, the first (model A) is inspired by the AM2 model. This model has helped us to deepen our knowledge on the evolution of processes, and to know the effect of each parameter on the performance of the process in general. But as our main objective is the production of Methane which represents a source of renewable energy. For this reason, new mathematical model (model B) corresponding to the biotech anaerobic digestion process based only on the (RCD) and (VS) to describe and predict methane production, was implemented under Matlab Simulink. The experimental results indicate that the optimal cumulative methane production of 2000 ml was generated in the reactor containing a (RCD) of 3:1 which corresponds to a methane yield of (170 ml CH₄/ g VS). i.e., an improvement between 23 and 26% comparing to all other RCD. The experimental results were confirmed by the new mathematical model. After applying the invented new idea by converting the constants (R_m, L and G_m) into functions (R_m =f₁(RCD), L=f₂(RCD) and G_m = f₃(VS) and relating them to each other using the Gambertz relation. The new model was able to predict the methane produced using only two inputs: volatile solid (VS) and substrate/co-substrate ratio (RCD). Analysis of the variance (ANOVA) between the experimental and modelling results showed that there is no statistically significant difference, with a significance level of 0.05. Finally, the invented new idea can be a key to another different researchs.

ملخص

هذا العمل يقدم اختبارات تجريبية و نمذجة لإنتاج الغاز الحيوي بناءً على نسبة الهضم المشترك (RCD) لقشور الخضار مع روث البقر بدون استعمال لقاح خارجي. لهذا الغرض، تم استخدام قشور الخضار كركيزة وتم استخدام روث البقر كركيزة مشتركة. تم تحضير مجموعة من المفاعلات كل مجموعة تحتوي ثلاثة مفاعلات. تركيزات قشور الخضار كانت (12 ، 8 ، 6 و 4 غ/ لتر) اما تركيز روث البقر فكان ثابتا (4 غ / لتر) أي ان نسبة الهضم المشترك (RCD) لقشور الخضار مع روث البقر هي (1/3)، (1/2)، (1/5.1) و (1:1). تم استخدام نموذجين ، الأول (نموذج A) مستوحى من نموذج AM2 ، وقد ساعدنا هذا النموذج في تعميق معرفتنا بتطور العمليات ، ومعرفة تأثير كل متغير على أداء العملية بشكل عام. و لما كان هدفنا الرئيسي هو إنتاج الميثان الذي يمثل مصدراً للطاقة المتجددة. لهذا السبب تم تنفيذ نموذج رياضي جديد (نموذج B) يتوافق مع عملية الهضم اللاهوائي بالتكنولوجيا الحيوية على أساس (RCD) و (MV) فقط لوصف وتوقع الميثان الناتج تمت النمذجة باستعمال البرنامج Matlab Simulink. تشير النتائج التجريبية إلى أن الإنتاج التراكمي الأمثل للميثان البالغ 2000 مل قد تم إنتاجه في المفاعل الذي يحتوي على (RCD) بنسبة 3:1 والذي يمثل 170 مل من CH₄ لكل غ من VS. أي تحسن بنسبة تتراوح بين 23% و 26% مقارنة بالمفاعلات الأخرى. تم تأكيد النتائج التجريبية من خلال النموذج الرياضي الجديد. بعد تطبيق الفكرة الجديدة وذلك بتحويل الثوابت (Rm و L و Gm) إلى علاقات (Rm = f1 (RCD) و L = f2 (RCD) و Gm = f3 (MV) وربطها ببعضها البعض باستخدام علاقة Gambertz. يصبح النموذج الجديد قادراً على التنبؤ بالميثان الناتج باستخدام مدخلين فقط: المواد الصلبة المتطايرة (MV) ونسبة (الركيزة / الركيزة المشتركة) (RCD). كما أظهر تحليل التباين (ANOVA) بين النتائج التجريبية و نتائج النمذجة أنه لا يوجد فرق ذو دلالة إحصائية، بمستوى دلالة 0.05. وأخيراً، الفكرة الجديدة يمكن أن تكون مفتاحاً لأبحاث مختلفة أخرى.

Liste des figures :

<i>Figure I-1: Schéma de la chaîne trophique des étapes de la méthanisation.....</i>	<i>12</i>
<i>Figure I-2: Les plages de températures où la croissance bactériennes est possible.</i>	<i>15</i>
<i>Figure I-3: Digesteur discontinu (batch).....</i>	<i>21</i>
<i>Figure I-4: Digesteur semi-continue ou «Fed batch»</i>	<i>21</i>
<i>Figure I-5: Digesteur continu.....</i>	<i>22</i>
<i>Figure I-6 La digestion à deux étapes</i>	<i>23</i>
<i>Figure II-1: Processus de construction d'un modèle (Rodriguez (2006)).</i>	<i>28</i>
<i>Figure II-2: Le temps de demi-réaction ;</i>	<i>32</i>
<i>Figure II-3: Différents stades de la croissance bactérienne (régime discontinu).</i>	<i>34</i>
<i>Figure II-4 : Représentation graphique de l'équation de Monod.</i>	<i>36</i>
<i>Figure II-5 : Processus général de la digestion anaérobie dans ADM1</i>	<i>40</i>
<i>Figure II-6: Processus biochimiques dans ADM1</i>	<i>40</i>
<i>Figure II-7: Diagramme schématisé d'un digesteur typique à un seul bac.....</i>	<i>41</i>
<i>Figure III-1 : Schéma des étapes de fondement de modèle B.....</i>	<i>55</i>
<i>Figure IV-1: Variation des pH en fonction du temps pour les quatre réacteurs.....</i>	<i>58</i>
<i>Figure IV-2 : L'évolution des Acides gras volatil (AGV) en fonction du temps.....</i>	<i>59</i>
<i>Figure IV-3 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R1)</i>	<i>59</i>
<i>Figure IV-4 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps (R2).....</i>	<i>60</i>
<i>Figure IV-5: Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R3).....</i>	<i>60</i>
<i>Figure IV-6 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R4).....</i>	<i>60</i>
<i>Figure IV-7 : L'évolution des titres d'alcalinités complets (TAC) en fonction du temps....</i>	<i>61</i>
<i>Figure IV-8: Le rapport (AGV/TAC) en fonction du temps.....</i>	<i>62</i>
<i>Figure IV-9 : Volumes cumulés de méthane en fonction du temps pour les 4 réacteurs....</i>	<i>63</i>
<i>Figure IV-10 Bloc de simulation d'équation III-10.....</i>	<i>64</i>
<i>Figure IV-11 Bloc de simulation d'équation III-11</i>	<i>64</i>
<i>Figure IV-12 Bloc de simulation d'équation III-12.....</i>	<i>64</i>
<i>Figure IV-13 Bloc de simulation d'équation III-13.....</i>	<i>64</i>
<i>Figure IV-14 Bloc de simulation d'équation III-14.....</i>	<i>65</i>
<i>Figure IV-15 Bloc de simulation d'équation III-15.....</i>	<i>65</i>
<i>Figure IV-16 Bloc de simulation d'équation III-16.....</i>	<i>65</i>
<i>Figure IV-17: Exemple: (Subsystème) de l'équation (III-12).....</i>	<i>65</i>
<i>Figure IV-18: Capture d'écran schéma de la simulation proposé modèle A.....</i>	<i>66</i>

<i>Figure IV-19 : Variation de S1 en fonction de temps</i>	67
<i>Figure IV-20 . Variation de DCO en fonction de temps</i>	67
<i>Figure IV-21 : Variation de X1 en fonction de temps</i>	68
<i>Figure IV-22 : Variation de μ_1 en fonction de temps</i>	68
<i>Figure IV-23 : Variation de S2 en fonction de temps</i>	68
<i>Figure IV-24 : Variation de μ_2 en fonction de temps</i>	69
<i>Figure IV-25 : Variation de X2 en fonction de temps</i>	69
<i>Figure IV-26 : Variation de QM en fonction de temps</i>	69
<i>Figure IV-27 : Variation de G en fonction de temps</i>	70
<i>Figure IV-28 : Capture d'écran Scope globale « 6g de substrat et 4g de Co-substrat ».</i>	70
<i>Figure IV-29 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R1</i>	71
<i>Figure IV-30 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R2</i>	71
<i>Figure IV-31 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R3</i>	72
<i>Figure IV-32 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R4</i>	72
<i>Figure IV-33 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 25\%$ Modèle A</i>	73
<i>Figure IV-34 : Bloc de simulation Modèle B</i>	74
<i>Figure IV-35 : Capture d'écran schéma globale de la simulation Model B</i>	74
<i>Figure IV-36: Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R4)</i>	76
<i>Figure IV-37 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R3)</i> ...	76
<i>Figure IV-38 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R2)</i> ...	76
<i>Figure IV-39 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R1)</i> ...	77
<i>Figure IV-40 : Rm en fonction de (RCD)</i>	77
<i>Figure IV-41 : L en fonction de (RCD)</i>	78
<i>Figure IV-42 : Gm en fonction de (MV)</i>	78
<i>Figure IV-43 : Étapes de création du diagramme</i>	79
<i>Figure IV-44 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 1)</i>	80
<i>Figure IV-45 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 2)</i>	80
<i>Figure IV-46 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 3)</i>	80
<i>Figure IV-47 : Volume simulé et expérimental de Méthane (R 4)</i>	81
<i>Figure IV-48 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 10\%$ Modèle B</i>	81

Liste des Photos

<i>Photo II-1: Réacteur pilote et son instrumentation(ADM1)</i>	41
<i>Photo III-1 : Le Substrat</i>	48
<i>Photo III-2 : Préparation des digesteurs</i>	48
<i>Photo III-3 : Digesteurs émergés dans le bain marie</i>	48
<i>Photo III-4 : .Détermination de PH</i>	50

Liste des tableaux

<i>Tableau- I-1 : Caractéristiques des Bactéries Hydrolytiques</i>	7
<i>Tableau- I-2: Caractéristiques des Bactéries acidogènes</i>	8
<i>Tableau- I-3: Thermodynamique des réactions d'oxydation des (AGV)</i>	9
<i>Tableau- I-4: Caractéristiques des Bactéries acétogènes</i>	10
<i>Tableau- I-5: Caractéristiques des Bactéries méthanogènes</i>	11
<i>Tableau- II-1: Récapitulatif des modèles de cinétique en fonction de S et X</i>	38
<i>Tableau- II-2: Signification de l'ensemble des variables et des paramètres AM2</i>	45
<i>Tableau- II-3: Différences de complexité des modèles ADM1 et AM2.</i>	46
<i>Tableau- III-1: Identification des réacteurs</i>	49
<i>Tableau- IV-1 : (%MS) et (%MV) pour le substrat et le Co-substrat</i>	57
<i>Tableau- IV-2: Récapitulation des valeurs de Gm, Rm et L pour chaque réacteur</i>	75
<i>Tableau- IV-3 : Comparaison entre le Modèle A et le Modèle B</i>	82

Liste des abréviations

ADM1 : Anaerobic Digestion modèle N°1
AM2 : Anaerobic modèle 2
AMOCO : Advanced MONitoring and COntrol system for anaerobic
bs : taux de décès
C/N : Rapport carbone azote, : rapport carbone azote
CNTP : Les conditions normales de température et pression
DA : Digestion anaérobie
DCO : Demande chimique en oxygène
Gm : Volume cumulé maximale
IAWQ : Association internationale sur la qualité de l'eau
K_i : Constantes d'inhibition
K_m : Taux de consommation
K_s : Taux de croissance maximal
L : Temps de latence
LEESI : Laboratoire Energie, Environnement et Systèmes d'Information
MNV : Matière non volatile
MO : La matière organique
MS : Matière sèche
MV: Matière volatile
MV_B : Substrat volatile biodégradable
MV_{NB} : Substrat volatile non biodégradable
QM : Volume journalier de methane
q_s : Quotient métabolite
R1 : Reacteur N° 1
R2 : Coefficient de détermination, : Reacteur N° 2
R3 : Reacteur N° 3
R4 : Reacteur N° 4
RCD : Ratio Co-digestion
Rm : Vitesse maximal
S : Substrat
TS : Taux de substrat
URERMS L'Unité de Recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien
X : Biomasse
Y : Rendement de croissance
μ : Le taux de croissance de biomasse
μ_{max} : Taux de croissance maximal

Introduction générale

La croissance économique est apparue comme l'objectif principal de notre société nouvelle [1]. En occupant le centre des préoccupations, elle est devenue l'élément moteur d'une augmentation de la production et de la consommation. La volonté incessante de cette croissance économique liée à une croissance démographique mondiale toujours plus prononcée entraîne des besoins en énergie croissants ainsi qu'une consommation en ressources naturelles toujours plus importante, s'ils ne sont pas maîtrisés à temps pourront être dramatiques pour les générations futures [2], [3], [4]

L'épuisement des ressources naturelles et les effets tangibles du dérèglement climatique ont fait prendre conscience de la nécessité d'inclure une dimension environnementale dans le modèle de croissance des pays développés, basé uniquement sur des critères économiques [5].

Il est absolument primordial de réduire les gaspillages d'énergie avant de chercher à en produire plus en plus, parallèlement avec le développement des énergies renouvelable, pour remplacer les hydrocarbures [5].

À l'heure actuelle, le monde est à la recherche d'énergies renouvelables alternatives sources d'énergie pour répondre à la demande d'énergie actuelle. Les biocarburants sont ceux, produits à partir de résidus agricoles qui ont un potentiel élevé de remplacer le carburante [6], [7], [8].

Le terme énergie renouvelable désigne une source d'énergie dont le renouvellement est suffisamment rapide pour être inépuisable à l'échelle de temps humaine [5]. Les atouts des énergies renouvelables sont multiples, d'une part elles contribuent à accroître l'autonomie énergétique et la sécurité des approvisionnements en énergie en fournissant des moyens de production locale, et d'autre part elles ont un effet positif sur l'environnement. C'est deux axes sont parmi les défis auxquels nous devons faire face dans les années à venir pour atteindre une forme de développement durable [5].

En Algérie, environ 13,5 millions de tonnes des déchets sont produits chaque année dont 7 à 8 millions de tonnes qui pourraient être valorisés. [9] Le tri et la valorisation de ces déchets pourraient générer des gains économiques de plus de 56

milliards de dinars par an et des milliers d'emplois directs. [9] Mais, une étude réalisée par des experts sud-coréens dans le domaine de l'environnement en novembre 2015 à montrer que le taux moyen au niveau national oscillant entre 2 % et 5 % seulement ce qui signifie que le recyclage est quasiment inexistant en Algérie, de plus il ne pourra pas dépasser les 10 % d'ici à 2025 [9].

Dans les ksours d'Adrar les déchets et résidus organiques générés par les activités locales, sont traditionnellement valorisés surplace dans l'alimentation animale comme provende, dans la fertilisation des sols comme amendement organique et/ou à des fins énergétiques comme combustibles. Mais, au niveau des grande villes, les déchets organiques sont majoritairement éliminés sans aucune forme de ségrégation dans des décharges non contrôlées.

La digestion anaérobie représente une solution pragmatique de valorisation de ces déchets [10]. Les processus de digestion anaérobie font partie des alternatives à la génération de ressources renouvelables, qui aidera à satisfaire une partie de la demande accrue en énergie, et d'autre part dans la gestion des déchets [10] [8]. La digestion anaérobie est un processus biologique, qui implique différentes communautés bactériennes, dans des conditions bien spécifiques [11]. Qui se réalise en absence d'oxygène et qui convertit la matière organique en méthane et gaz carbonique, par l'intermédiaire d'un consortium microbien, à travers quatre grandes étapes, l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse. Chacune de ses étapes ne peut avoir lieu que par la présence de micro-organismes spécifiques, associée à des paramètres physiques précis (pH, température... etc) [12] [13].

Des études expérimentales sont envisageables mais le champ de configurations à tester est limité par le temps de stabilisation des réacteurs et le coût de telles démarches. Dans ce cas, l'utilisation de la simulation numérique, en complément de travaux expérimentaux, s'avère une solution intéressante.

Cette étude vise à réaliser des tests expérimentaux de production de biogaz basé sur le ratio co-digestion (RCD) de déchets de cuisine avec de la bouse de vache sans inoculum externe dans des digesteurs de type batch. Les études expérimentales sont confirmées par un nouveau test de modélisation. Le nouveau modèle permet de prédire le méthane cumulé produit après l'application de la nouvelle idée inventée.

La raison de l'invention de cette nouvelle idée est qu'il s'est avéré que dans les travaux ultérieures utilisent les modèles basés sur (modèle Gompertz ou modèle Fitzhugh ou modèle Cone...etc.), les paramètres doivent être recalculés à chaque fois comme si nous étions devant un nouveau modèle, bien que les substrats utilisés soient les mêmes, seules les proportions qui sont différentes. De plus de montrer que dans quelques cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables. Pour cela, cette étude a proposé une solution, La solution est de convertir ces paramètres au lieu de valeurs en équations. Une fois ces équations sont définies et reliées les unes aux autres, le modèle devient capable de prédire le volume cumulé du méthane, en utilisant seulement deux entrées facilement déterminables « matière volatil (MV) et rapport substrat/co-substrat (RCD) ». Cette idée inventée peut trouver une application non seulement pour cette étude, mais elle peut être une clé pour d'autres recherches différentes qui utilisent d'autres modèles.

Pour aboutir au objectif principale la présente thèse est subdivisée en deux grande partie, une première qui rassemble la théorie concernant notre sujet et une deuxième c'est la partie expérimentale qui est une synthèse des résultats pratique obtenu.

Dans la partie théorique (première partie) nous avons présenté deux chapitres : Dans le premier (principe et technologie de la méthanisation) nous avons abordé une synthèse sur la digestion anaérobie (DA) la bibliographie. Le second chapitre a été consacré à l'étude théorique de la modélisation de la digestion anaérobie en générale et les modèles les plus connus.

Le quatrième chapitre, est consacré à l'étude expérimentale de la Co-digestion anaérobie des déchets de cuisine et la bouse de vache. Dans ce même chapitre nous avons présenté l'étude de la modélisation et la simulation des deux modèles proposés.

*Pour la modélisation et la simulation deux modèles ont misent en place. Le premier modèle (**Modèle A**) c'est Un modèle mathématique issu de modèle AM2, correspondant au processus biotechnologique de méthanisation à deux phases implémenté sous Matlab simulink pour simuler le fonctionnement du bioréacteur batch.*

Le deuxième modèle (Modèle B) C'est notre propre modèle basé sur l'idée inventée en convertissant les constantes (R_m , L et G_m) en fonctions ($R_m = f_1(RCD)$, $L = f_2(RCD)$ et $G_m = f_3(VS)$) et en les reliant les unes aux autres en utilisant la relation de Gambertz.

En fin une conclusion générale viendra close ce travail, et qui sera une synthèse de toute la démarche adoptée pour l'aboutissement de ce travail.

Chapitre –I

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA METHANISATION

I. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA METHANISATION :

Ce chapitre est consacré à l'étude bibliographique de la méthanisation. Les étapes structurant le bioprocédé, les différents types de digesteurs, et les facteurs qui peuvent influent sur les performances du réacteur.

I.1- Processus de Méthanisation :

La méthanisation est un procédé naturel de transformation de la matière organique en méthane par des bactéries en absence d'oxygène. C'est la "digestion anaérobie" qui conduit à la formation d'un biogaz riche en méthane et utilisable comme source d'énergie renouvelable. [14] [15].

La digestion anaérobie est utilisée depuis la fin du XIX^e siècle pour traiter les boues de stations d'épuration urbaines. C'est en 1889 que la ville d'Exeter, au Royaume-Uni, utilise le biogaz comme gaz d'éclairage urbain [16]. Cette technologie permet aujourd'hui d'abattre les teneurs en matière organique de nombreux types de sous-produits ou déchets biodégradables « déchets organiques d'origine municipale ou industrielle, effluents agroalimentaires, déjections d'élevage, ...etc. » [17].

Les déchets organiques sont des substrats hétérogènes, composés de molécules diverses les principales composantes sont représentées par les carbohydrates, les lipides et les protéines [15]. Exigeant un processus métabolique complexe pour leur dégradation et faisant intervenir une longue série de réactions biochimiques, avant leur conversion et réduction finale en méthane et dioxyde de carbone. [18].

Les carbohydrates sont facilement et rapidement convertis par hydrolyse en sucres simples, puis fermentés en (AGV). Les lipides sont hydrolysés en acides gras à longues chaînes, puis oxydés en acétate ou propionate, dans la mesure où la pression partielle de l'hydrogène est suffisamment faible thermodynamiquement pour permettre cette conversion. Les bactéries méthanogènes hydrogénophiles jouent un rôle majeur dans la réduction de la concentration d'hydrogène. Les protéines sont hydrolysées en acides aminés, lesquels sont ensuite dégradés en AGV par oxydation anaérobie, en fonction du niveau de production d'hydrogène [15]. Ce

processus biologique forme un résidu de digestion stabilisé et hygiénisé, appelé digestat, ainsi qu'un biogaz de composition variable contenant [19]:

- *Entre 50 à 80 % de méthane (CH₄) ;*
- *Entre 30 et 50 % de dioxyde de carbone (CO₂) ;*
- *De la vapeur d'eau ;*
- *Des composés traces (NH₃, H₂S, N₂, CO).*

Cette dégradation biologique implique une microflore spécialisée et diversifiée qui exige des conditions bio-physico-chimiques spécifiques et adaptées. Comme la totalité des réactions biologiques, les réactions impliquées dans la dégradation anaérobie sont réalisées en présence d'eau (c'est-à-dire en milieu aqueux) [19].

La digestion anaérobie consiste donc en une série de réactions catalysées par des populations mixtes de bactéries. Cette mixité implique au moins quatre groupes de micro-organismes : des bactéries primaires fermentatives, des bactéries secondaires fermentatives ainsi que deux groupes de méthanogènes, [19].

1.2-Etapes principales de la méthanisation :

Le processus de biodégradation anaérobie de la matière organique se déroule en quatre étapes biochimiques (l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse) réalisées par trois groupes de micro-organismes (Acidogènes, Acétogènes, Méthanogènes) formant une chaîne trophique [20] [21].

1.2.1-Hydrolyse :

C'est la phase durant laquelle les bio-polymères (protéines, lipides, hydrates de carbone,...) sont hydrolysés en monomères et oligomères hydrosolubles grâce à des enzymes extracellulaires excrétées par des microorganismes hydrolytiques, les Caractéristiques de ces microorganismes est cités dans le tableau (I-1) [22].

Les produits d'hydrolyse sont différents en fonction du substrat hydrolysé. Lorsque l'on s'intéresse à la méthanisation de déchets complexes contenant des fractions solides, par exemple de la cellulose, l'hydrolyse devrait être considérée comme l'étape cinétiquement limitant [5]. En quelque sort il s'agit d'une étape de préparation du substrat pour la phase suivante d'acidogénèse, réalisée par les mêmes bactéries [5].

On peut schématiser les réactions d'hydrolyse enzymatique comme suit « voire équation (I-1) », en considérant la dégradation de cellulose en glucose, où les enzymes joueraient le rôle de catalyseur.

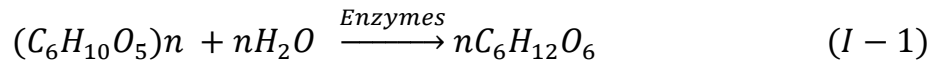
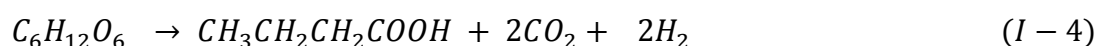
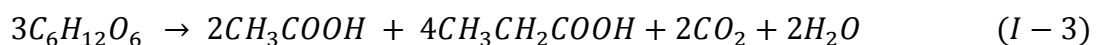
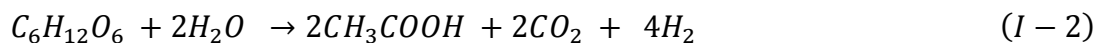


Tableau- I-1 : Caractéristiques des Bactéries Hydrolytiques [23]

<i>Bactéries hydrolytiques.</i>	
<i>Caractéristiques</i>	<i>bactéries relativement résistantes, tolérantes à O₂, production d'exo-enzymes.</i>
<i>gamme de pH optimal.</i>	<i>[4,5 – 6,3]</i>
<i>temps de division.</i>	<i>quelques heures (reproduction rapide).</i>
<i>Sensibilité.</i>	<i>lignine (pas dégradable, ralenti la réaction).</i>

I.2.2-Acidogenèse :

L'acidogenèse est la seconde étape du processus de conversion de la matière organique. Elle transforme les produits de l'étape d'hydrolyse en acides gras volatils (AGV), dioxyde de carbone et hydrogène par une action intracellulaire des bactéries acidogènes) [24]. Cette réaction biologique produit des acides organiques [25]. La dégradation des monosaccharides par exemple, peut offrir plusieurs voies de dégradation comme illustré sur les trois réactions suivantes (I-2 ; I-3 ; et I-4) [24].



La dégradation des sucres peut néanmoins aboutir à la formation d'autres composés tels que du lactate ou des alcools notamment aux faibles pH (cas rare en méthanisation) [26]. La flore responsable de l'hydrolyse et de l'acidogenèse est

constituée par des bactéries anaérobies facultatives dont le développement est relativement rapide (leur temps de doublement est de quelques heures) et qui tolèrent des pH relativement acides, allant jusqu'à pH 5 « voire tableau (I-2) » Ils sont aussi moins spécifiques par rapport au substrat que les méthanogènes [27].

Tableau- I-2: Caractéristiques des Bactéries acidogènes [23]

<i>Bactéries acidogènes.</i>	
<i>Caractéristiques.</i>	<i>bactéries sensibles à O₂, participent en général également à l'hydrolyse.</i>
<i>gamme de pH optimal.</i>	<i>[4,5 – 6,3].</i>
<i>temps de division.</i>	<i>quelques heures (reproduction rapide).</i>
<i>Sensibilité.</i>	<i>H₂S, NH₃, sels, antibiotiques.</i>

Les acides formés durant la phase d'acidogénèse et d'hydrolyse des lipides vont ensuite subir une autre étape de transformation, c'est l'étape d'acétogénèse.

1.2.3-Acétogénèse :

La flore responsable de l'acétogénèse est constituée par des bactéries anaérobies relativement fragiles, sensibles à O₂, production de H₂ dont le développement est relativement lente (leur temps de doublement est de quelques jours) voire tableau (I-4).

Les vitesses réactionnelles de l'acétogénèse sont généralement lentes et soumises à des problèmes d'inhibition liée à la présence de l'hydrogène qui modifie l'équilibre thermodynamique des réactions [24]. Au cours de cette étape, les intermédiaires métaboliques sont transformés par deux principaux groupes bactériens [24].

1.2.3.1-Bactéries acétogènes productrices obligées d'hydrogène :

Les bactéries qui convertissent les acides gras volatiles (AGV) en acétate, dihydrogène et CO₂ sont appelées « productrices obligées d'hydrogène » [15]. Or ces

réactions sont thermodynamiquement défavorables, comme le montre le tableau (I-3) et ne peuvent donc se produire qu'avec une pression partielle de H_2 très faible [24].

Tableau- I-3 : Thermodynamique des réactions d'oxydation des (AGV) [19]

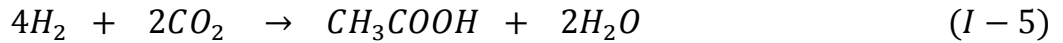
Substrat	Réactions	ΔG°	$\Delta G'$
Propionate	$CH_3CH_2COOH + 2H_2O = CH_3COOH + 3H_2 + CO_2$	0.68	-0.13
Butyrate	$CH_3CH_2CH_2COOH + 2H_2O = 2CH_3COOH + 3H_2$	0.30	-0.16
Palmitate	$CH_3(CH_2)_{14}COOH + 2H_2O = 8CH_3COOH + 14H_2$	0.55	-0.16

- $\Delta G'$ est calculé à $T = 298 \text{ }^\circ\text{K}$, $pH = 7$, pression partielle d'hydrogène de $1 \times 10^{-5} \text{ bar}$ et concentrations en acides organiques de 1 mmol.L^{-1} [19]

Il faut donc un moyen de consommer l'hydrogène afin que sa pression partielle diminue et que la réaction d'oxydation des acides gras volatiles soit thermodynamiquement possible. Cette consommation de l'hydrogène est réalisée par deux voie métaboliques, l'une d'elle est la seconde voie métabolique d'acétogènèse, appelée homoacétogènèse (voir paragraphe suivant), l'autre est la méthanogènèse hydrogénoclastique [26]. Il y a donc une association obligatoire entre les espèces produisant l'hydrogène et celles qui le consomment. « C'est ce que l'on appelle une relation syntrophiques » Les acétogènes et les méthanogènes vivent fixées les unes aux autres, une agitation rapide risque de détruire ce lien d'où la recommandation d'un brassage lent pour garantir une bonne activité bactérienne dans le bioréacteur et améliorer sa performance [15].

I.2.3.2-Les bactéries homoacétogènes :

La formation d'acétate depuis le H_2 et le CO_2 , appelée homoacétogènèse est elle aussi une voie métabolique présente dans le processus de digestion anaérobie. Elle se produit par réduction du CO_2 selon la réaction suivante (I-5) [19].



Cette voie métabolique est souvent associée à la digestion anaérobie se déroulant en conditions psychrophiles, les homoacétogènes sont plus aptes à s'adapter à des faibles températures comparés aux méthanogènes hydrogénotrophes. [28].

Tableau- I-4: Caractéristiques des Bactéries acétogènes [23]

<i>Bactéries acétogènes</i>	
<i>Caractéristiques.</i>	<i>bactéries relativement fragiles, sensibles à O₂, production de H₂</i>
<i>Gamme de pH optimal</i>	<i>[6,8 – 7,5].</i>
<i>temps de division</i>	<i>quelques jours (1-4 jours ; reproduction lente).</i>
<i>Sensibilité.</i>	<i>H₂ en excès, H₂S, NH₃, sels, antibiotiques, variations de température.</i>

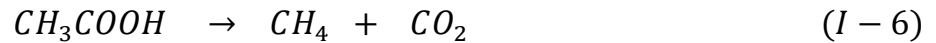
Des études ont avancé que l'homoacétogènes ne pouvait pas faire concurrence à la méthanogenèse en régimes thermophile et mésophile étant donné que cette dernière génère beaucoup plus d'énergie [24].

1.2.4-Méthanogenèse :

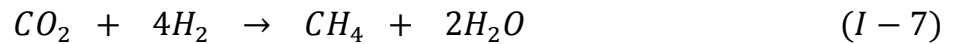
Dernière étape du processus de dégradation, elle est considérée comme l'étape limitante dans le processus de dégradation des composés dissous. La méthanogenèse est réalisée par une classe spécifique de bactéries anaérobies strictes, les archaebactéries sont très fragiles, très sensibles à O₂, variations de pH et température besoin de Ni, et plusieurs substrats possibles voir tableau (I-5). Les Archaea, qui peuvent utiliser divers substrats comme l'acétate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène, ou encore, pour certaines espèces, le méthanol et les méthyl amines [29]. Au sein de cette phase on distingue deux familles responsables de la synthèse de méthane [28] :

- Les méthanogènes acétoclastes, également appelés acétotrophes ;
- Les méthanogènes hydrogénophiles, ou hydrogénotrophes.

Les méthanogènes acétoclastes utilisent l'acétate comme substrat selon la réaction globale suivante (I-6).



Les méthanogènes hydrogénotrophes réduisent le dioxyde de carbone avec du dihydrogène selon la réaction suivante (I-7).



Cette voie est primordiale pour le bon fonctionnement de l'ensemble du processus biochimique de digestion anaérobie car elle permet de maintenir une pression d'hydrogène basse, primordiale pour que la phase d'acétogénèse puisse avoir lieu [28]. Si cette voie métabolique est déséquilibrée, la formation d'acétate par acétogénèse est ralentie, ce qui se traduit par une accumulation des autres AGV [28].

Tableau- I-5: Caractéristiques des Bactéries méthanogènes [23]

Bactéries méthanogènes	
Caractéristiques	archaebactéries très fragiles, très sensibles à O ₂ , besoin de Ni, plusieurs substrats possibles
gamme de pH optimal	[6,8 – 7,5]
temps de division	quelques jours (5-15 jours ; reproduction lente)
Sensibilité	O ₂ , variations de pH et température, Cu, sels

Chaque composé formé lors d'une de ces étapes biochimiques correspond au substrat utilisé lors de l'étape suivante. Cela forme donc une chaîne trophique dont le schéma est présenté sur la figure (fig I-1).

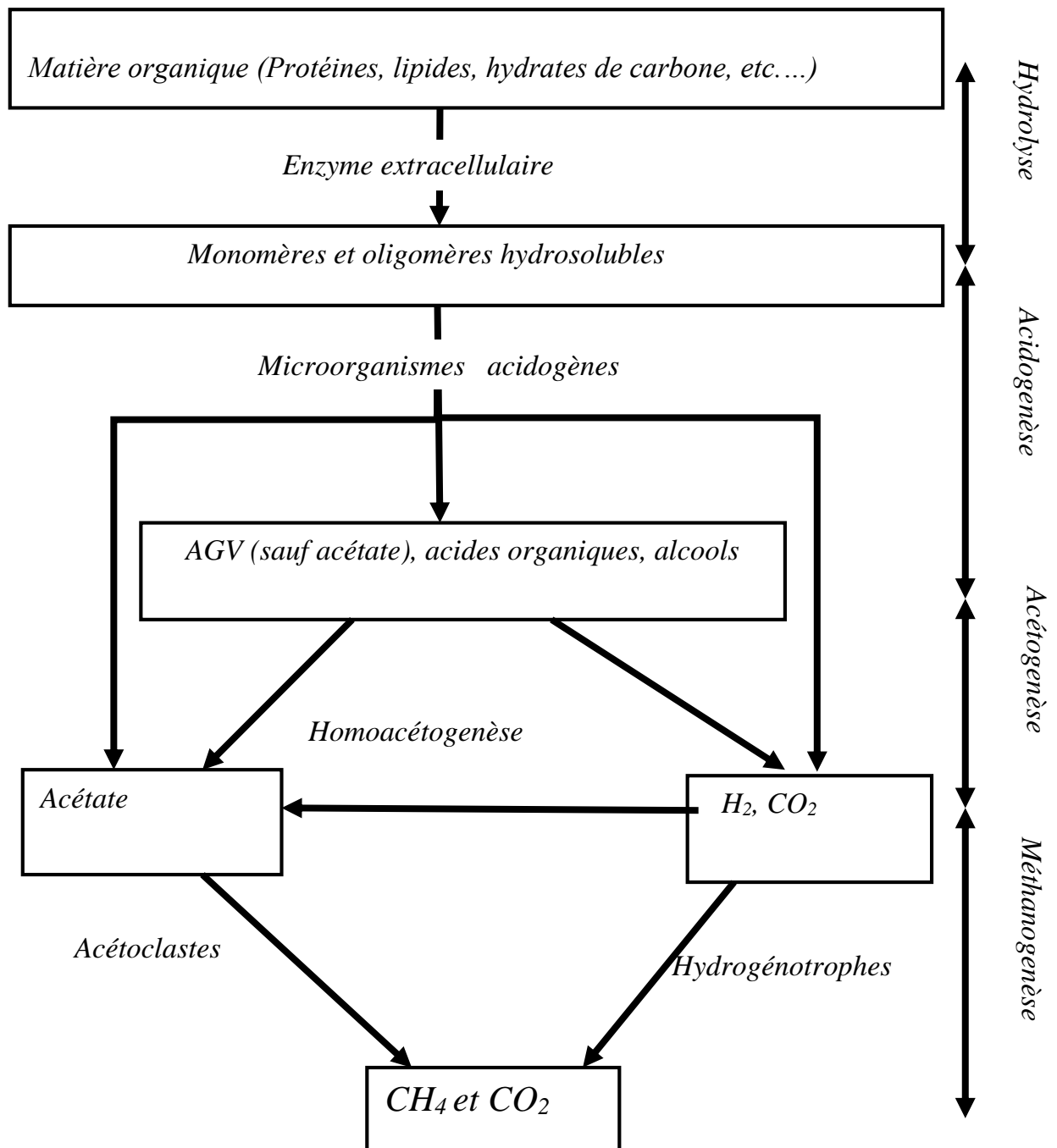


Figure I-1: Schéma de la chaîne trophique des étapes de la méthanisation

[11]

I.3.-Etapes secondaires :

I.3.1.-Sulfato-réduction :

Les bactéries sulfato-réductrices oxydent les composés réduits (alcools, acides butyrique et propénoïque) en dioxyde de carbone et acétate, puis l'acétate en dioxyde de carbone. L'hydrogène est également oxydé en présence des sulfates [30] [31].

Les bactéries sulfato-réductrices sont capables de puiser leur énergie d'un grand nombre de substrats dont le dihydrogène. Elles utilisent comme accepteur final d'électrons les sulfates (SO_4^{-2}), ainsi que les sulfites (SO_3^{-2}) et thiosulfates ($S_2O_3^{-2}$) qu'elles réduisent en sulfure (HS^-) par respiration anaérobie [32]. De ce fait, dans des environnements riches en composés soufrés. Il peut y avoir compétition entre les bactéries homoacétogènes, les bactéries méthanogènes et les bactéries sulfato-réductrices pour la dégradation de l'acétate et de le dihydrogène [33].

I.3.2.-Dénitrification :

Dans le cas de substrats à fortes concentrations en nitrates ou en protéines les bactéries dénitrifiant réduisent les nitrates (NO_3^-) afin d'oxyder les mêmes types des substrats que les précédents organismes. Les produits de cette biotransformation sont des formes réduites du nitrate soit (NO_2^- , N_2O , NO , NH_3 et N_2) [31], [34].

I.4-Facteurs influençant la performance du réacteur:

Plusieurs facteurs influençant l'efficacité et la rentabilité de la production de méthane à partir de la fermentation anaérobie. Parmi eux, le type de substrat, la teneur en humidité, la température, le rapport carbone azote (C/N), pH et l'alcalinité

I.4.1-Teneur en eau :

L'eau est considérée comme un facteur déterminant dans le processus biochimique de dégradation anaérobie. Tout d'abord, 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. Elle représente ainsi 80 % de leur masse cellulaire. De plus, elle constitue le vecteur de transport des matières solubles, elle dissout les nutriments ainsi que les substrats et assure leur diffusion depuis les milieux poreux jusqu'aux cellules bactériennes [35]. Enfin, elle constitue un des réactifs de la dégradation de la matière organique et intervient dans toutes les étapes de la digestion anaérobie. La digestion anaérobie des déchets qui se déroule dans les centres d'enfouissements est fortement affectée par la teneur en eau. Ceci est mis en avant par l'effet positif des injections de lixiviats qui améliorent les réactions biologiques [36].

Ces phénomènes ont été confirmés par des tests d'activité méthanogène spécifique, représentant la vitesse maximale de production de méthane et donc l'activité bactérienne des milieux. Dans des conditions thermophiles, la vitesse de consommation du propionate est divisées par 3,5 quand le taux d'humidité passe de 82 % à 65 % le même type d'expérimentations réalisées sur acétate a montré le même comportement en conditions thermophiles [19].

Un autre facteur à prendre en compte pour les performances des digesteurs. Un taux élevé matière solide peut causer une Inhibition due à l'augmentation des rapports C/N suggérant une insuffisance nutrition pour une bonne digestion et une acidification potentielle [37].

Ainsi, la Co-digestion avec la bouse de vache améliore considérablement les performances de la digestion anaérobie (DA) sous un taux de substrat (TS) élevé. (Kalia et al. 2000) ont montré un rendement élevé en biogaz (~130 ml/g.MS) pour substrat avec 16% MS [38].

D'autre part, « Tian et al » [39], ont observé une diminution du rendement en biogaz à 114 ml/g MV pour substrat avec 20% MS. Les résultats obtenus suggèrent qu'un bon traitement d'alcalinité pourrait améliorer les performances de co-digestion d'épluchures de banane et la bouse de vache.

D'une manière générale, il existe un seuil minimal d'humidité, seuil critique en-dessous duquel les activités biologiques 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 % (masse d'eau sur la masse totale) [35].

On déduit que la teneur en eau est un paramètre primordial pour la gestion des procédés de méthanisation par voie sèche.

I.4.2-Température :

La température constitue un facteur d'influence important pour la digestion anaérobie. On répartit les organismes en trois catégories, selon la plage de températures à laquelle leur croissance est optimale (fig.I-2).

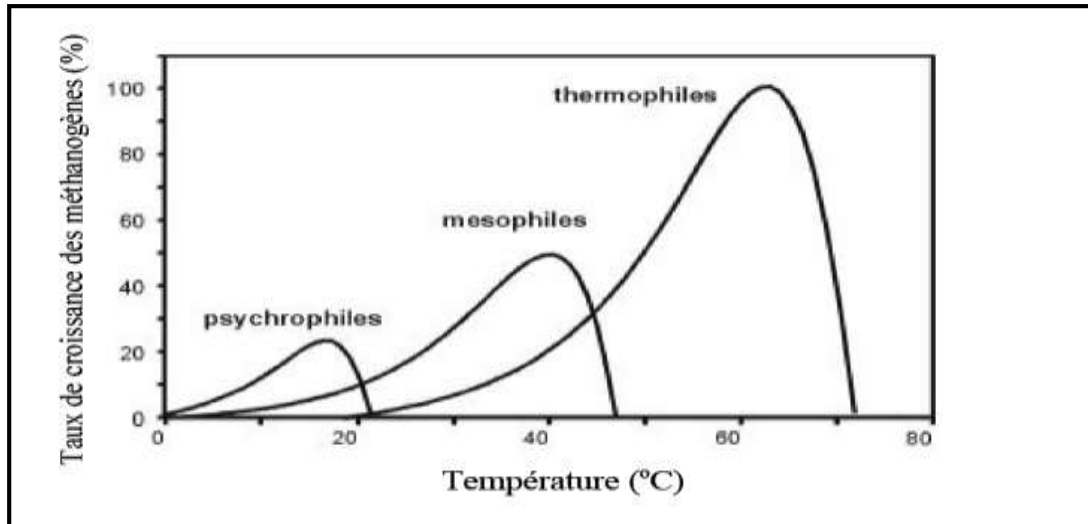


Figure I-2: Les plages de températures où la croissance bactériennes est possible. [24].

- Les psychrophiles dominant entre 4-20°C, avec un optimum vers 15°C ;
- Les mésophiles dominant entre 20-45°C avec un optimum vers 37°C ;
- Les thermophiles dominant entre 55-70°C, avec un optimum vers 60°C.

La dépendance des taux de croissance à la température obéit à la loi d'Arrhenius, jusqu'à la température optimale, puis chute brutalement. Dans chacune de ces plages, les flores bactériennes qui se développent sont différentes. Bien que les réacteurs de méthanisation puissent travailler à des températures opératoires situées à l'intérieur de ces domaines, les deux températures optimales classiquement utilisées sont 35°C et 55°C (modes mésophile et thermophile, respectivement) avec une baisse de l'activité bactérienne autour de 45°C. Ce phénomène peut être dû à l'effet des bactéries méthanogènes qui semblent avoir des températures optimales concordantes avec les plages citées (fig 1-2). D'une manière générale, la température affecte les réactions biochimiques suivant six axes « selon Batstone et al » [24] :

- 1) L'augmentation de la température induit une augmentation des vitesses de dégradation suivant la loi d'Arrhenius ;
- 2) L'augmentation de la température au-dessus de l'optimum (> 40°C en mésophile et > 65°C en thermophile) induit une baisse des vitesses de dégradation ;

- 3) *L'augmentation de la température (au-dessus de l'optimum) induit une diminution des rendements due à une augmentation de l'énergie nécessaire au renouvellement et à la maintenance cellulaire ;*
- 4) *La variation de température induit une modification des voies métaboliques et des rendements due à des variations des conditions thermodynamiques et des populations bactériennes, comme nous l'avons vu pour l'homoacétogénèse ;*
- 5) *L'augmentation de la température induit l'augmentation du taux de mortalité des bactéries à cause de phénomènes de lyse cellulaire et maintenance cellulaire modifiées.*
- 6) *La température affecte aussi les réactions physico-chimiques des milieux comme*
 - *Les équilibres des espèces chimiques présentes dans les milieux de digestion (azote ammoniacal, sulfures, AGV) par son action sur les équilibres acides-bases et oxydants réducteurs ;*
 - *Les équilibres liquides/gaz. ;*
 - *La dissolution des solides.*

Donc nous pouvons tirer que La température à une influence considérable sur les processus physico-chimiques et biochimiques de la digestion anaérobie et les conditions de températures optimales, surtout pour les processus biochimiques de dégradation, se situent à des valeurs (35°C en mésophile et 55°C en thermophile). Or, les réactions entrant dans les processus de dégradation anaérobie sont peu exothermiques et ne créent donc pas beaucoup de chaleur. Il faut donc apporter cette chaleur aux réacteurs afin d'obtenir ces conditions idéales.

Dans les réacteurs industriels, une variation de température, (panne des systèmes de chauffage par exemple), va induire une baisse, réversible, de la production de méthane. Par contre des variations répétées de températures entre différentes plages de fonctionnement (mésophile et thermophile) vont entrainer des modifications répétées des communautés microbiennes ainsi que des métabolismes réactionnels, induisant des problèmes beaucoup plus complexes et le système ne pourra pas être efficace [24].

I.4.4-Le pH et l'alcalinité :

Le pH joue un grand rôle dans le fonctionnement biochimique et physico-chimique des milieux de digestion anaérobie [31]. D'une part, il va pouvoir altérer le fonctionnement de certains microorganismes, d'autre part, il va influencer sur les équilibres chimiques. Les organismes peuvent être séparés en fonction de leur pH optimal de croissance en trois groupes [40] :

- les acidophiles : $1 < \text{pH} < 5,5$;
- les neutrophiles : $5,5 < \text{pH} < 8$;
- les alcalophiles : $8,5 < \text{pH} < 11,5$.

Les bactéries impliquées dans la digestion anaérobie supportent des pH variant entre 6 et 8, avec une activité optimale autour de sept [40]. Le pH est facile à mesurer et les électrodes actuelles permettent une mesure correcte avec le temps dans ces milieux. Mais ce paramètre n'est pas toujours facilement contrôlable puisqu'il est lié à de multiples autres paramètres (charge organique, nature du substrat, activité microbienne, etc.) du processus de digestion anaérobie. Cependant, le maintien d'une alcalinité suffisante, assure le tampon du digesteur anaérobie et une production méthanogène optimale [40].

L'étude de l'influence du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers a montré que l'ajustement du pH aux alentours de sept favorise le développement des bactéries méthanogènes qui sont responsables de la formation du méthane. La quantité de biogaz produite dans le cas du pH ajusté est deux fois supérieure par rapport à la quantité produite dans le cas du pH non ajusté [41].

Le TAC est un paramètre important lors du contrôle de la digestion anaérobie. Il représente le pouvoir tampon de la suspension des boues en digestion, donc le pouvoir de stabilisation du pH. Chimiquement, le TAC correspond à la mesure des carbonates, hydrogénocarbonates et hydroxydes [24] .

Cependant, une utilisation excessive de la base dans la digestion anaérobie peut causer inhibition des bactéries due à une forte concentration qui affecte les performances du réacteur [42] [43].

I.4.5-Nutriments :

La matière vivante est composée principalement de carbone, l'hydrogène, l'oxygène, l'azote, le phosphore et le soufre. Ces composants élémentaires doivent être présents dans le substrat selon les proportions de la formule empirique de la biomasse $C_2H_7O_2NP_{0.06}S_{0.1}$ [29]. Un déséquilibre de ces proportions dans le milieu pourrait retarder la croissance bactérienne et donc ralentir le processus global. Les concentrations respectives de carbone et d'azote déterminent la performance du processus anaérobie comme l'un ou l'autre peut être un facteur limitant. Il est généralement indiqué que les micro-organismes utilisent le carbone 25-30 fois plus rapidement que l'azote, au cours de la digestion anaérobie [24]. En effet, le carbone est la principale source d'énergie pour les micro-organismes alors que l'azote participe de la croissance microbienne. Différents ratios C/N, allant de 20-30/1 à 35-40/1 (en supposant que le carbone en question est majoritairement biodégradable), sont proposés dans la littérature pour optimiser les processus anaérobies [40]. [31].

La charge en polluants organiques est habituellement mesurée par la demande chimique en oxygène (DCO), qui représente l'oxygène nécessaire à l'oxydation complète des substances organiques et minérales par des oxydants chimiques forts [24]. En règle générale les quantités de carbone à éliminer sont trop importantes pour qu'il y ait un équilibre entre (C, N, P et S), par exemple les effluents d'abattoir ou la biomasse végétale présentent des surplus en azote, alors que les effluents de papeterie sont plus pauvres en azote. Il est possible de contre balancer cette carence en apportant de manière contrôlée une solution de macronutriments ou en ayant recours à la co digestion. [44] Les proportions minimales peuvent être estimées à partir de la formule empirique ; l'azote représente environ 12% de la biomasse totale, le phosphore 1,5%, et on considère habituellement que 10% de la charge traitée sert à la croissance bactérienne (rendement de croissance de 0,1g de biomasse par gramme de DCO traité). [5]

I.4.6-Les inhibiteurs :

Un certain nombre d'autres éléments sont susceptibles de rentrer en jeu dans les phénomènes d'inhibition de la digestion anaérobie. Voir dans certains cas bloquer le

processus, ce qui peut nécessiter l'arrêt et le redémarrage du digesteur. Ces composés sont soit apportés par l'effluent soit produits au cours d'une des étapes de la méthanogenèse [45].

Un certain nombre d'éléments minéraux rentrent en jeu dans la digestion anaérobie. Bien qu'étant indispensables aux processus biologiques, ils deviennent toxiques à partir de certaines concentrations. Les éléments concernés sont : le magnésium, le potassium, le calcium et le sodium. [19]. Les métaux lourds peuvent présenter des effets inhibiteurs de la digestion anaérobie, même à des concentrations faibles, de l'ordre d' 1 mg/L [15]. 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 [46], [19].

Les concentrations toxiques des métaux lourds ne sont évidemment pas les mêmes. Ont étudié la toxicité des métaux lourds les plus rencontrés dans les boues la classification qui en découle est la suivante : Cu>Cr>Cd=Zn>Ni>>Pb [47].

La sensibilité aux métaux lourds des différentes populations bactérienne n'est pas la même. Les acidogènes semblent plus sensibles aux métaux lourds que les méthanogènes. De plus, l'allongement du temps de rétention semble améliorer la résistance des méthanogènes alors qu'elle réduit la résistance des acidogènes [47].

Le sulfure d'hydrogène possède un effet inhibant vis-à-vis de la formation de méthane et d'acétate en digestion anaérobie [48] La toxicité du sulfure d'hydrogène est double, une toxicité liée à la molécule elle-même et une toxicité indirecte, liée à la compétition des flores microbiennes [19].

L'inhibition par l'hydrogène est un facteur important dans la digestion anaérobie étant donné qu'une faible augmentation de la pression partielle peut inhiber le métabolisme des bactéries acétogènes [49]. Simultanément, ceci peut causer un arrêt de la production de méthane, une hausse des concentrations en (propionate, butyrate), qui peut entraîner une baisse de pH et une défaillance du digesteur [15].

I-5- La Co-digestion

La Co-digestion des déchets liquides et ou solides est une fermentation anaérobie de l'association de deux ou plusieurs déchets. Elle fonctionne avec les mêmes principes

de base que la méthanisation du mono-substrat. La CO-digestion peut être une association des coproduits soit liquides/liquides, solides/solides ou liquides/solides. Cette technologie est intéressante pour améliorer les rendements de la digestion anaérobie des déchets en raison des synergies positives établies dans le milieu de digestion [50], [51].

Des études montrent que la Co-digestion des substrats améliore souvent la stabilité du processus, par rapport à la digestion des substrats séparément et améliore le rendement en méthane. Cela signifie qu'il n'est pas possible d'obtenir des estimations fiables du rendement en méthane des substrats à plusieurs composants sur la base des rendements en méthane de la digestion des substrats à un seul composant correspondants, mais des mesures directes du rendement en méthane des substrats à plusieurs composants sont nécessaires [50].

La Co-méthanisation présente plusieurs avantages par rapport à la méthanisation d'un seul produit. Le principal avantage de la Co-méthanisation résultant de l'association de plusieurs coproduits est l'augmentation du rendement en méthane du biogaz produit pendant le processus. Cela indique que les performances de digesteur peut être amélioré en optimisant la composition du substrat [50].

1.6-Digesteurs anaérobies :

Il existe sur le marché une grande variété de procédés et de type de digesteur. Le choix de la technologie doit prendre en considération plusieurs paramètres, tels que la capacité nécessaire, la composition de la matière à traiter et l'utilisation du produit final. La teneur en matière solide (%MS) du substrat disponible et, à l'opposé, la teneur en eau déterminent généralement le choix des procédés de méthanisation et le type de digesteur anaérobie [24].

De façon arbitraire, la digestion anaérobie est dite « humide » dans le cas du traitement des déchets ayant entre 5 et 20% de taux de matière solide. Elle est dite « sèche » pour des déchets dont le pourcentage est compris entre 20 et 50%. En deçà de 5%, c'est la digestion anaérobie des effluents liquides, tandis qu'au-delà de 55%, le substrat est difficilement traitable par digestion anaérobie [52]. Trois caractéristiques essentielles servent à distinguer les systèmes de digestion [52].

- Les modes d'alimentation du substrat dans le digesteur ;
- La rétention du substrat ;
- La séparation des étapes du processus biologique.

I.6.1-Modes d'alimentation du substrat dans le digesteur :

I.6.1.1-Digesteurs discontinus ou batch à étape unique :

Le réacteur est complètement rempli de substrat à digérer en une seule opération. C'est l'alimentation en discontinu ou «batch». Une fois l'anaérobiose réalisée, la production gazeuse évolue de façon régulière, mais elle est limitée dans le temps et passe par un maximum, si bien que pour obtenir un débit régulier de biogaz il faut disposer de plusieurs réacteurs en batterie, remplis et vidés à intervalles réguliers. Ce mode d'alimentation utilisé à l'origine pour des déchets agricoles a été repris pour des applications à la méthanisation de déchets ménagers [24] [30] (fig. I-3).

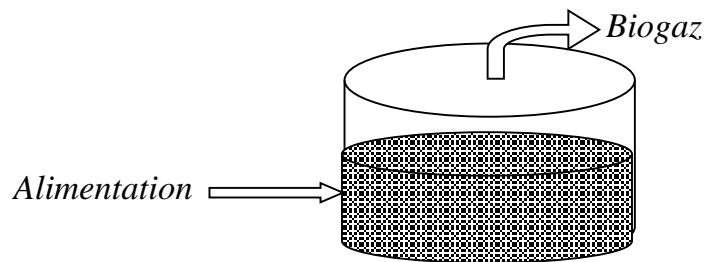


Figure I-3: Digesteur discontinu (batch) [24]

I.5.1.2-Les digesteurs semi-continus ou «Fed batch» :

Le second mode d'alimentation consiste à remplir progressivement le réacteur durant la digestion, sans retirer de substrat avant la fin du processus. On qualifie cette alimentation de *semi-continue* ou «Fed batch» [52].

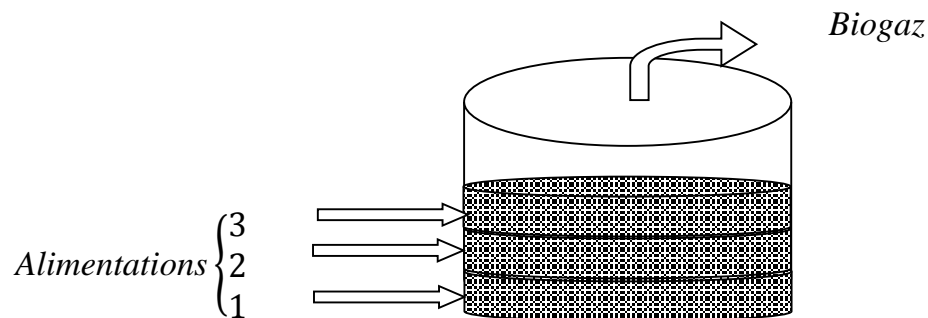


Figure I-4: Digesteur semi-continue ou «Fed batch» [52]

I.5.1.3-Les digesteurs en continu :

Dans le troisième mode, le substrat est introduit et le produit digéré est extrait de façon progressive et continue, si bien que le volume effectif de biomasse dans le digesteur reste constant, on parle alors d'alimentation en continu. Dans la pratique, la plupart des systèmes fonctionnent selon le mode continu [52].

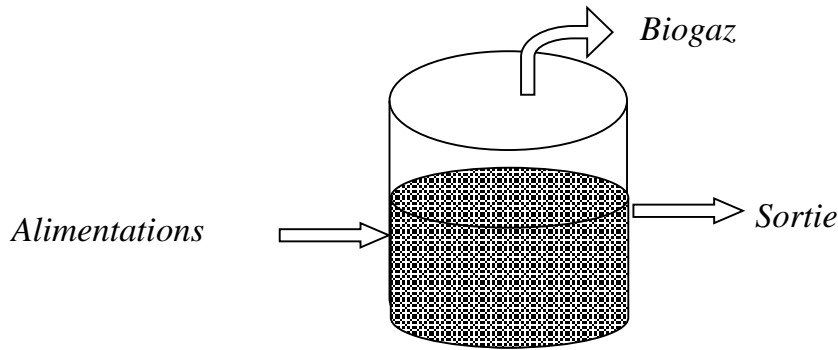


Figure I-5: Digesteur continu [52]

I.6.2-Temps de rétention :

La voie retenue pour assurer le maintien d'une biomasse importante et un temps de séjour le plus élevé possible pour les microorganismes, et pour améliorer le contact entre la biomasse et le substrat à traiter [30]. Deux voies sont possibles pour assurer le maintien de la matière organique dans le digesteur et améliorer son contact avec les microorganismes. La première, qui regroupe les procédés à cultures libres, consiste à maintenir élevée la concentration en matière organique, en séparant cette dernière du substrat épuré et en la recyclant, ou en maintenant un lit de boue en partie inférieure du digesteur. La seconde, qui comprend les procédés à cultures fixées, met en œuvre des réacteurs dotés d'un matériau support sur lequel les bactéries peuvent se fixer et se développer. [30]

I.6.3-Séparation des étapes du processus biologique :

Il est parfois intéressant de réaliser les étapes biologiques dans deux réacteurs distincts. Lorsque les étapes d'hydrolyse et de fermentation sont physiquement séparées de l'étape de méthanisation, on parle d'un procédé bi étape. L'étape d'hydrolyse est alors dimensionnée de manière à offrir un temps de rétention hydraulique suffisamment élevé pour permettre au processus d'hydrolyse de se développer. Pour des substrats

organiques facilement hydrolysables, ce temps d'hydrolyse est suffisamment court pour que la méthanisation ne puisse se développer dans le réacteur d'hydrolyse [53].

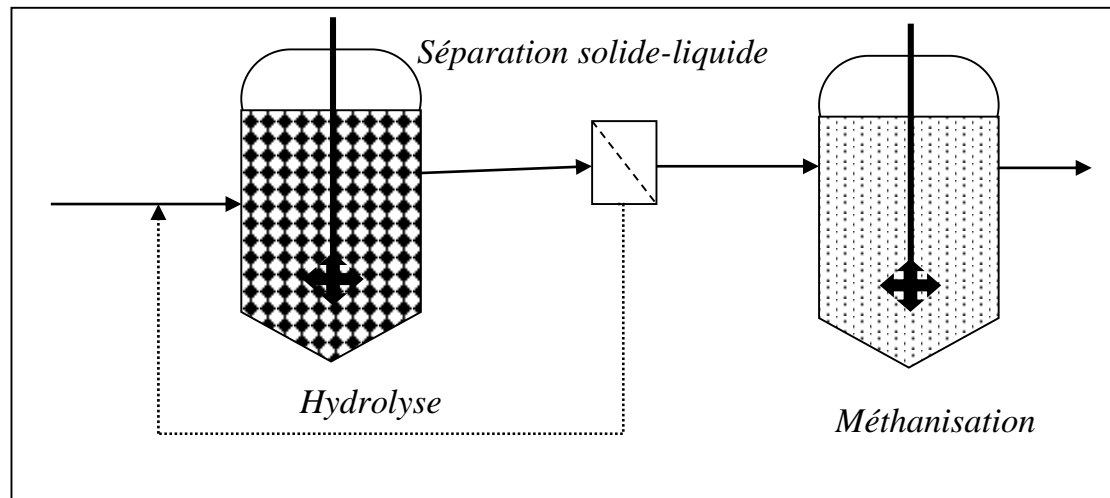


Figure I-6 La digestion à deux étapes [30].

Lorsque ce temps d'hydrolyse est plus long (> 2 à 3 jours), les méthanogènes peuvent commencer à se développer dans le réacteur d'hydrolyse. De plus, le volume élevé du réacteur d'hydrolyse n'est pas économique. Il est alors possible de découpler le temps de rétention hydraulique dans le réacteur d'hydrolyse du temps de rétention des matières solides, de manière analogue à ce qui avait été développé pour le réacteur de méthanisation à rétention. On inclut alors une étape de séparation liquide-solide à la sortie de l'étape d'hydrolyse (décanteur lamellaire, centrifugeuse). On réalise ainsi l'hydrolyse des matières solides par le biais d'un temps de rétention élevé des solides. Grâce au temps de rétention hydraulique court, la méthanisation ne peut se développer dans le réacteur d'hydrolyse. [53]

Au contraire, dans un procédé mono-étape, toutes les étapes biologiques ont lieu dans le même digesteur. Cette notion ne doit pas être confondue avec celle de procédé bi-étage, au cours duquel les mêmes réactions biologiques se déroulent à l'intérieur de deux digesteurs placés en série [30].

Enfin on peut conclure que la méthanisation est un procédé naturel de transformation de la matière organique par une communauté bactérienne en absence d'oxygène, elle exige des conditions spécifiques. Implique au moins quatre groupes de micro-organismes : des bactéries primaires fermentatives, des bactéries secondaires

fermentatives ainsi que deux groupes de méthanogènes. Plusieurs facteurs influençant l'efficacité et la rentabilité de la production de méthane à partir de la fermentation anaérobie. Parmi eux, le type de substrat, la teneur en humidité, la température, le rapport carbone azote (C/N), pH et l'alcalinité. La co-digestion des substrats améliore souvent la stabilité du processus, par rapport à la digestion des substrats séparément et améliore le rendement en méthane.

Il existe sur le marché une grande variété de procédés et de type de digesteur. Le choix de la technologie doit prendre en considération plusieurs paramètres, tels que la capacité nécessaire, la composition de la matière à traiter et l'utilisation du produit final. La teneur en matière solide (%MS) du substrat disponible et, à l'opposé, la teneur en eau déterminent généralement le choix des procédés de méthanisation et le type de digesteur anaérobie.

Chapitre –II

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA MODELISATION DE LA METHANISATION

II. ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE SUR LA MODELISATION DE LA METHANISATION:

Ce chapitre est consacré à l'étude bibliographique de la modélisation en générale et la méthanisation en particulier. Il contient d'une part quelques notions de modélisation, classification des modèles, le développement d'un modèle et une idée générale sur la modélisation de la digestion anaérobie.

II-1- Modélisation et modèles

Le terme modélisation ne désigne pas un modèle mais désigne toute la procédure, ou toute la pratique individuelle ou collective au cours de laquelle on recourt à un ou le plus souvent à plusieurs modèles, cela de manière systématique et éventuellement itérative, en s'orientant selon une certaine perspective et selon certains objectifs d'enquête bien définis au départ [54].

La pratique de la modélisation consiste à choisir, concevoir ou produire un ou des modèles pour lesquels on a les moyens de les évaluer comme étant parmi les plus performants dans une ou plusieurs des fonctions de connaissance attendues (cognition pratique ou théorique), cela dans un cadre donné [55]. Un modèle est une représentation symbolique et simplifiée de certains aspects d'un objet ou d'un phénomène du monde réel [56].

La formulation mathématique de cette représentation par des équations conduit à la notion de modèle mathématique. On distingue trois sortes de modèles en fonction des informations mises enjeu pour leur conception [54], [55], [56].

II-1-1- Classification des modèles.

On distingue trois sortes de modèles en fonction des informations mises enjeu pour leur conception :

1- Les modèles "boîtes-blanche :

Ces modèles, dit également de connaissance (ou modèles mécanistes), sont construits à partir d'une analyse physique, chimique, biologique (ou autre suivant le type du processus), en appliquant soit les lois générales, fondées sur des principes (lois de la mécanique, de l'électromagnétisme, de la thermodynamique, de la physique

quantique,.... etc.) soit les lois empiriques (finance, économie), qui régissent les phénomènes intervenant au sein des processus étudiés [54]. Ces modèles ne comportent généralement pas de paramètres ajustables, ou ajustables en très petit nombre [55].

Dans la pratique, il est toujours souhaitable d'établir un modèle de connaissance des processus que l'on étudie, Néanmoins il arrive fréquemment que le processus soit trop complexe, ou que les phénomènes qui le régissent soient trop mal connus pour qu'il soit possible d'établir un modèle de connaissance suffisamment précis pour l'application considérée. On est alors amené à concevoir des modèles purement empiriques, fondés exclusivement sur les résultats de mesures effectuées sur le processus [54] [5].

2- Les modèles "boîtes-noire" :

Si le processus est trop complexe, et/ou si les phénomènes qui le régissent son mal connus, il est impossible d'établir un modèle de connaissance. On est alors amené à concevoir des modèles purement empiriques, fondés exclusivement sur les résultats de mesures effectuées sur le processus. [55]

Les modèles "boîtes noires" sont construits essentiellement sur la base de mesures effectuées sur les entrées et les sorties du processus à modéliser. La modélisation consiste alors à utiliser, des équations (algébriques, différentielles, ou récurrentes) paramétrées, pour représenter les relations entre les entrées et les sorties et à estimer les paramètres à partir des mesures disponibles, de manière à obtenir la meilleure précision possible avec le plus petit nombre possible de paramètres ajustables [56].

3- Les modèles "boîtes-grise" :

Lorsque des connaissances, exprimables sous forme d'équations, sont disponibles, mais insuffisantes pour concevoir un modèle de connaissance satisfaisant, on peut avoir recours à une modélisation "boîte grise" (ou modélisation semi-physique) qui prend en considération à la fois les connaissances et les mesures [56]. Une telle démarche peut concilier les avantages de l'intelligibilité d'un modèle de connaissance avec la souplesse d'un modèle comportant des paramètres ajustables [54]. Cette modélisation est à mi-chemin entre les modèles boîtes-noire et boîtes-blanche.

Généralement, un modèle peut être développé pour des fins très diverses. Pour effectuer la synthèse d'une loi de commande, ou pour être incorporé dans un dispositif de commande, pour simuler un processus, de détection d'anomalies de fonctionnement, de diagnostic de pannes, de conception assistée par ordinateur, etc. [54].

Un modèle n'est cependant utile que s'il permet de répondre aux questions que l'on se pose à propos du processus étudié (les objectifs). Un modèle se caractérise également par un domaine de validité pour lequel l'accord entre les valeurs de sorties du modèle et les valeurs de mesures sont satisfaisant au regard des objectifs que l'on s'est fixés [54].

II-1-2- Développement d'un modèle

Le développement du modèle suit une série d'étapes, de la définition précise des objectifs à la mise en œuvre du modèle [57] [58] (voir Figure II-1).

Le but pour lequel un modèle est construit doit être précisément défini. Cette étape précède et guide la conception du modèle "formulation du problème" pour définir les limites du modèle et d'en déduire sa validité [57].

L'étape d'identification centrale à un double rôle dans la construction du modèle, il permet d'une part d'estimer les paramètres du modèle et de le calibrer pour une utilisation ultérieure. D'autre part, les expériences utilisées dans cette étape peuvent mettre en évidence des lacunes dans le modèle. Les données recueillies sont utilisées pour acquérir des connaissances supplémentaires sur le processus étudié et affiner la structure du modèle [58].

Pour les processus physique ou chimique, lorsque la connaissance a priori sont assez précis, l'étape d'identification est souvent limitée à l'estimation des paramètres. Contrairement aux systèmes biologiques où la connaissance est la plus faible, cycle itératif permet de mieux comprendre les phénomènes internes et de modéliser plus précisément [5].

La dernière étape de validation consiste à comparer les sorties du modèle à la réalité. A ce stade, de nouvelles données qui ne sont pas utilisées lors de l'identification doit être utilisé [58] [57], [5].

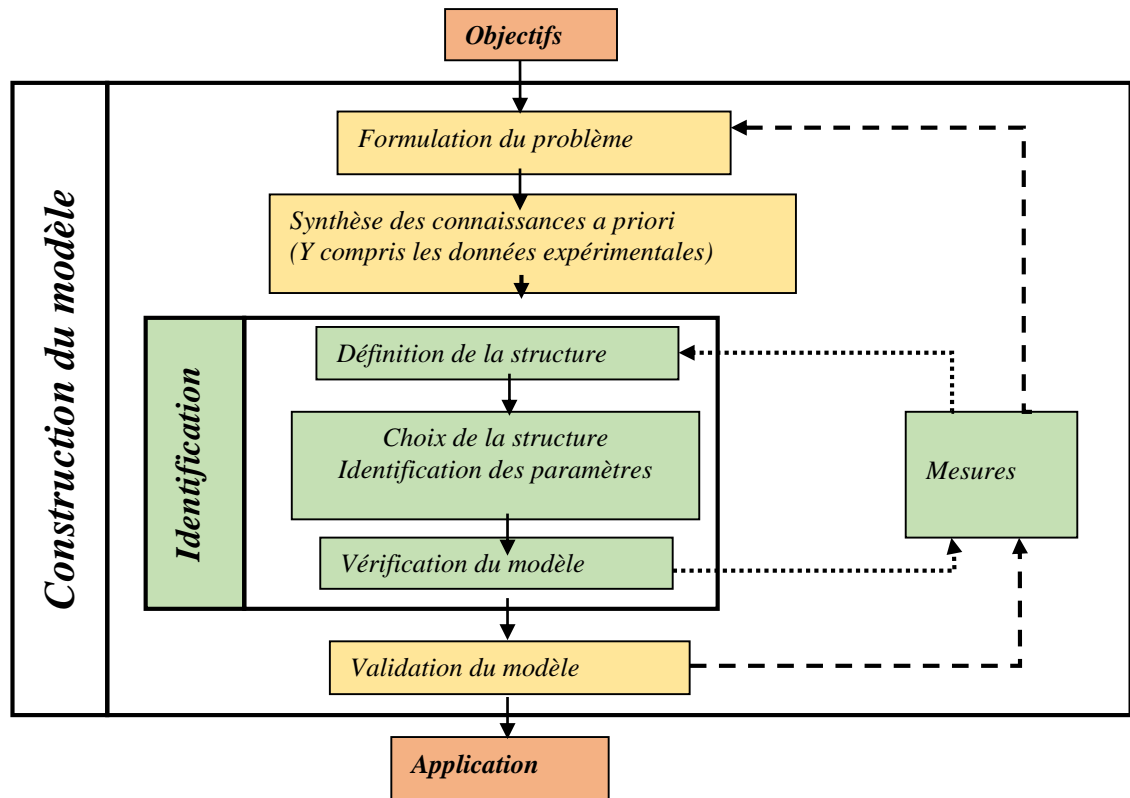


Figure II-1: Processus de construction d'un modèle (Rodriguez (2006)). [57]

II-2 -Modèles de la digestion anaérobie

La modélisation des procédés de digestion anaérobie, constitue un axe de recherche important puisqu'il permet d'intégrer dans un même outil l'ensemble des connaissances acquises sur le fonctionnement bio-physico-chimique des milieux de digestion [59]. L'aspect modélisation est un outil puissant de simulation dynamique des milieux de digestion qui peut être utilisé dans un large spectre d'applications [19] :

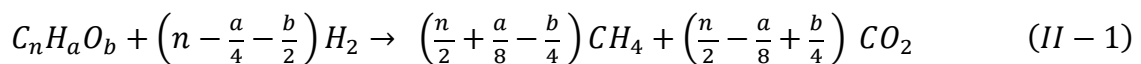
- compréhension de phénomènes complexes ;
- détermination de certains paramètres cinétiques difficilement accessible par expérimentation ;
- prédiction des cinétiques de dégradation, rendements, évolution dynamique des milieux ;
- comparaison rapide de différents paramètres (charge organique, temps de séjour, substrat...).

La modélisation de la digestion anaérobie est basée, comme la plupart des modèles biologique, sur des lois empirique. Nous citons ainsi les propriétés générales pour bien faire un modèle biochimique.

- Cohérent : La qualité et structure de modèle doivent correspondre à l'objectif pour lequel le modèle a été construit.
- Respecter les règles physiques et chimiques telles que la conservation de la matière (bilan de masse), l'électro-neutralité des solutions.
- Description du schéma réactionnel du procédé biochimique (description au niveau macroscopique de l'ensemble des réactions biologiques et chimiques)

II-2-1- Modèle stœchiométrique :

La quantité de biogaz formée par la méthanisation (dégradation anaérobie de matière organique) peut être estimée de manière très simple à partir du contenu en carbone organique de cette matière et en supposant une minéralisation totale du carbone (soit 1 mole de gaz formée à partir de 1 mole de carbone organique minéralisé) [60]. Ainsi, chaque gramme de carbone organique minéralisé doit conduire à (22,4 / 12) litres de biogaz ($CH_4 + CO_2$) exprimé dans les conditions normales de température et pression (CNTP) (0°C et 1 atm). 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 [61], [4].



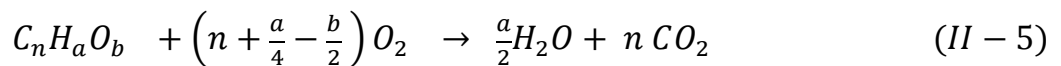
A l'aide de cette relation, il est possible d'exprimer le potentiel de biogaz, de méthane et de dioxyde de carbone théorique de la matière organique (MO), en litre de biogaz (exprimé dans les CNTP) par gramme de (MO), selon :

$$P_{Biogaz} = \frac{22,4 n}{12n + a + 16b} \quad (II - 2)$$

$$P_{CH_4} = \frac{22,4 \left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4}\right)}{12n + a + 16b} \quad (II - 3)$$

$$P_{CO_2} = \frac{22,4 \left(\frac{n}{2} - \frac{a}{8} + \frac{b}{4} \right)}{12n + a + 16b} \quad (II - 4)$$

D'autre part, considérant toujours une matière organique (MO) de formule brute ($C_nH_aO_b$), il est possible d'exprimer une demande chimique d'oxygène (DCO) théorique, c'est-à-dire la quantité d'oxygène nécessaire pour oxyder totalement la matière organique (MO). Cette réaction d'oxydation peut être généralisée selon l'équation suivante. [4]



La DCO peut s'écrire :

$$\frac{32 \left(n + \frac{a}{4} - \frac{b}{2} \right)}{12n + a + 16b} g(DCO)/g(MO) \quad (II - 6)$$

Le potentiel en (CH_4) exprimée en termes de $g(DCO)$, de la matière organique (MO) (quelle que soit la MO considérée) est de :

$$\frac{22,4 \left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4} \right)}{12n + a + 16b} \div \frac{32 \left(n + \frac{a}{4} - \frac{b}{2} \right)}{12n + a + 16b} = \frac{11,2}{32} = 0,350L = 350 \frac{mL}{g(DCO)} \quad (II - 7)$$

Cela explique l'intérêt porté à cette méthode de quantifiée la matière organique (MO).

Mais selon Angelidaki & Sanders (2004) [17], le potentiel théorique calculé à l'aide de la composition élémentaire est toujours supérieur au potentiel réel, pour plusieurs raisons :

- Le CO_2 est très soluble et une fraction produite reste «piégée» en solution ;
- La lignine n'est pas dégradée en anaérobiose (ou très partiellement) et peut rendre inaccessible une part de la matière organique dégradable ;
- Une fraction du substrat est utilisée par la biomasse pour réaliser la synthèse bactérienne, typiquement de 5 à 10 % pour les substrats solides ;
- L'absence de certains minéraux peut limiter la biodégradation.

Donc pour une meilleure estimation du potentiel de biogaz réel, on doit corriger les potentiels méthanogènes théoriques pour traduire l'influence de ces limitations.

II-2-2- Modèle cinétique

Il est possible de décrire la variation temporelle de concentration d'un ou plusieurs substrats, dans un milieu supposé homogène et à volume constant, grâce au concept de la vitesse de réaction chimique. Il est parfois possible de définir cette vitesse sous la forme suivante [62] : [63]

$$v = \frac{dC}{dt} = -k \prod_i C_i^{n_i} \quad (II - 8)$$

Où :

- v , La vitesse de la réaction. $[M]. [L]^{-3}. [T]^{-1}$;
- C_i , La concentration massique du réactif (i) . $[M]. [L]^{-3}$;
- k , La constante de vitesse de la réaction (dont l'unité dépend de l'ordre de la réaction) ;
- n_i , L'ordre partiel de la réaction par rapport au substrat (i). (sans dimension). La somme des n_i constitue l'ordre global de la réaction.

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

$$v = \frac{dC}{dt} = -kC \quad (II - 9)$$

Par intégration on obtient :

$$C(t) = C_0 e^{-kt} \quad (II - 10)$$

k , est défini tel que : $k = \frac{\ln 2}{t_{1/2}}$

et $t_{1/2}$ le temps de demi réaction : $C(t_{1/2}) = \frac{C_0}{2}$

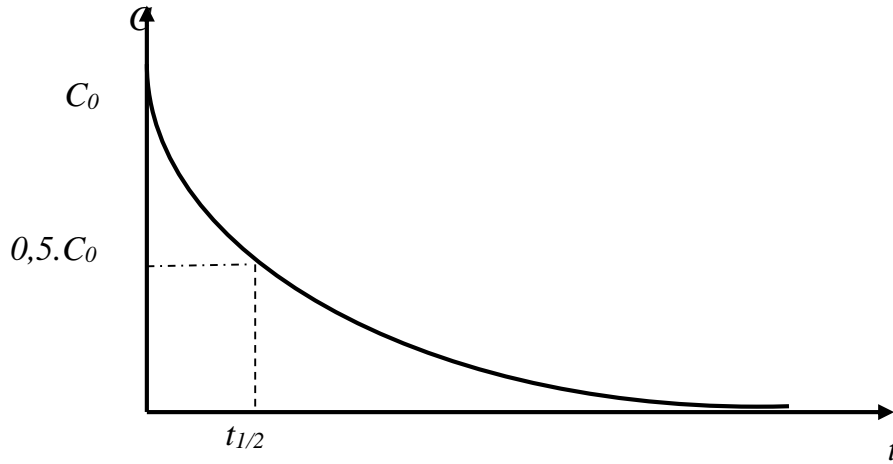


Figure II-2: Le temps de demi-réaction ; [64]

Avec une modélisation d'ordre 1, la décroissance de la concentration d'un substrat est simulée comme étant exponentielle.

Appliquée à la digestion anaérobie, l'approche cinétique permet de décrire l'évolution de la concentration de matière organique au cours du temps, directement proportionnelle à la quantité de méthane formé. La relation de vitesse de production de méthane s'exprime alors comme suivant :

$$\frac{dV}{dt} = -P_{CH_4} \cdot \frac{dM}{dt} \quad (II - 11)$$

Où V est le volume de méthane généré $[L]^3$;

M La masse de matière organique à l'instant (t) , $[M]$;

P_{CH_4} Le potentiel méthanogène, $[L]^3 \cdot [M]^{-1}$ considéré constant pour la matière en cours de dégradation.

En considérant une cinétique de premier ordre, de constante k et en supposant que le volume du milieu est constant, on obtient :

$$M = M_0 e^{-kt} \quad (II - 12)$$

$$\frac{dM}{dt} = -M_0 \cdot k \cdot e^{-kt} \quad (II - 13)$$

$$\frac{dV}{dt} = P_{CH_4} \cdot M_0 \cdot k \cdot e^{-kt} \quad (II - 14)$$

Par intégration entre l'instant initial ($t_0 = 0$) avec ($V(0) = 0$) et un instant t , on obtient :

$$V(t) = P_{\text{CH}_4} \cdot M_0 (1 - e^{-kt}) \quad (\text{II} - 15)$$

Où $V(t)$ représente le volume cumulé de méthane à l'instant t , M_0 la masse initiale de la matière organique pour laquelle le potentiel bio méthanogène est P_{CH_4} en $[\text{L}]^3 \cdot [\text{M}]^{-1}$

Cette relation est surtout appliquée pour les productions de biogaz exponentielles, mais aussi lors des tests de potentiel bio méthanogènes. Elle permet ainsi de caractériser de façon simple les productions de méthane en termes cinétiques et stœchiométriques.

La modélisation des cinétiques réactionnelles a aussi été déclinée sous plusieurs formes qui peuvent rendre compte du temps de latence ou de l'hétérogénéité des matériaux avec des constantes cinétiques différentes pour chaque substrats (approche multi phases) [60]. Cependant, ces modèles prédictifs 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. C'est pour cette raison que d'autres modèles dits biologiques ont vu le jour afin de retranscrire cet aspect fondamental ainsi que d'autres facteurs physico-chimiques entrant en jeu dans les processus de dégradation anaérobie [64].

II-2-3- Modèle biologique:

Les phases de la digestion anaérobie (à part la phase hydrolyse) sont considérées comme des étapes métaboliques. Les cinétiques biologiques reposent sur deux principes (une consommation du substrat et une croissance bactérienne).

Lorsqu'un inoculum bactérien est placé dans une enceinte (aérée ou non, selon le type de bactérie) contenant un milieu nutritif non renouvelé, la courbe donnant la quantité de biomasse bactérienne (X) en fonction du temps(t) a l'allure donnée sur la figure II-3. [64]

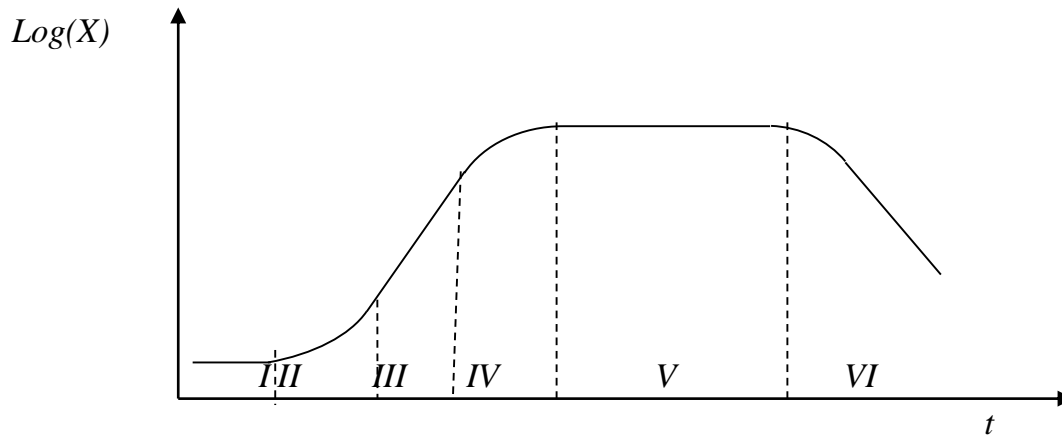


Figure II-3: Différents stades de la croissance bactérienne (régime discontinu). [64]

On distingue 6 phases successives :

- I. latence ;
- II. accélération de croissance ;
- III. croissance exponentielle ;
- IV. décélération de croissance ;
- V. phase stationnaire ;
- VI. déclin.

- **Les phases (I) et (II)** correspondent à l'adaptation de l'inoculum au milieu. C'est un phénomène complexe marqué par de profondes modifications de l'activité enzymatique des bactéries. Le temps de Latence est en fait l'influence du milieu de culture sur la croissance.
- **la phase (III)** Dans cette phase l'augmentation de la croissance en biomasse bactérienne (dX) est proportionnelle au temps (dt) et à la concentration en bactéries présentes (X)

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (II - 16)$$

Où (μ) est le taux de croissance, de biomasse de dimension $[T]^{-1}$

Pendant cette phase, la croissance à taux (μ) constant est assurée par la consommation du substrat nutriment (S) (exprimé en concentration).

On appelle rendement de croissance (Y) tel que :

$$Y = \frac{dX}{dS} \quad (II - 17)$$

L'expérience montre que (Y) qui caractérise de façon univoque le couple espèce milieu reste constant pendant cette phase.

La quantité de substrat consommé (dS) est proportionnelle au temps (dt) et à la quantité de biomasse (X).

$$dS = q_s \cdot X \cdot dt \quad (II - 18)$$

q_s : est appelé quotient métabolite pour un substrat donné, de dimension $[T]^{-1}$

Compte tenu des équations (II - 16), (II - 17) et (II - 18) précédentes, on a :

$$q_s = \frac{\mu}{Y} \quad (II - 19)$$

Doc

$$\frac{ds}{dt} = \frac{\mu}{Y} \cdot X \quad (II - 20)$$

La phase exponentielle se poursuit tant que n'intervient pas des facteurs limitant la croissance.

- **La phase (IV).** L'intervention de/des facteurs limitant la croissance et la raréfaction des nutriments provoquent une décélération de croissance. Toutes les réactions de croissance étant de nature enzymatique, si l'on assimile une biomasse à un ensemble cohérent de sites enzymatiques, on obtient, l'équation de Monod donnant l'expression du taux de croissance (μ).

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \quad (II - 21)$$

Avec :

μ_{\max} Taux de croissance maximal sans facteur limitant (phase III)

K_s : taux de croissance maximal (ayant la dimension d'une concentration)

K_s : est inversement proportionnel à l'affinité du micro-organisme pour son substrat.

La traduction graphique de l'équation de Monod à l'allure donnée sur la Figure II-4 On constate que tant que le substrat (S) est supérieur à ($10K_s$) la croissance reste exponentielle à 10% près. [64]

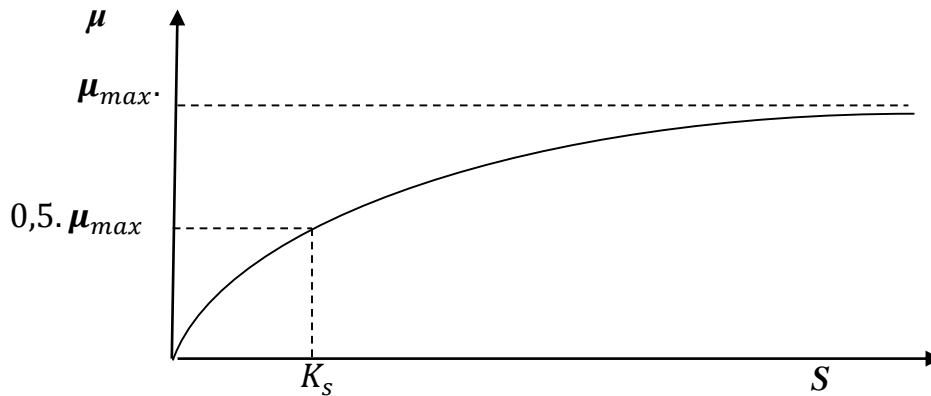


Figure II-4 : Représentation graphique de l'équation de Monod. [64]

- **La phase V** se traduit par une croissance apparente nulle. En fait, plusieurs cinétiques se superposent dès que le taux de croissance diminue jusqu'à être de l'ordre du vingtième de μ_{max} [64]. La division cellulaire donne alors fréquemment une cellule morte sur les deux cellules produites. Enfin un début de lyse proprement dite apparaît [64].
- **La phase VI** Enfin, en phase VI, la lyse devient la règle, la concentration en biomasse suivant une exponentielle décroissante.

En supposant que l'équation de Monod [64] décrive fidèlement la relation entre croissance microbienne μ et concentration en substrat $[S]$.

$$\mu = \frac{1}{X} \cdot \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{max}[S]}{k_s + [S]} \quad (II - 22)$$

Avec : X concentration en biomasse ($g \cdot L^{-1}$)

μ ; μ_{max} Taux de croissance réel et maximal de la biomasse ($jour^{-1}$)

$[S]$ Concentration en substrat ($g \cdot L^{-1}$)

k_s Constante de saturation ($g \cdot L^{-1}$)

Nous ne mesurons plus la disparition d'espèces chimiques mais l'accroissement de biomasse X résultant de l'assimilation de la MO. Cette équation décrivant l'accroissement de biomasse en fonction du substrat peut être vue comme une mesure indirecte de son utilisation par les micro-organismes.

La relation entre le changement de taille des populations et la modification concomitante de la concentration $[S]$ est décrite par le bilan massique.

$$[S_0] + [X_0] = [S] + [X] \quad (II - 23)$$

De cette équation et l'équation (II-22) la disparition du substrat en fonction de la biomasse devient :

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{max}[S]}{K_s + [S]} \cdot [X] = \frac{\mu_{max} \cdot [S]}{(K_s + [S])} \cdot ([S_0] + [X_0] - [S]) \quad (II - 24)$$

Cette équation différentielle est l'expression générale de la disparition du substrat dans un système où seule la densité de population et la concentration en substrat déterminent la cinétique de dégradation.

Pour des rapports extrêmes entre densité de biomasse $[X_0]$ et concentration en substrat $[S]$, ou entre $[S]$ et K_s l'équation (II-24) se simplifie de la manière suivante :

1. $[X_0] \gg [S_0]$ et $[S_0] \ll K_s$, a biomasse constante et concentration en substrat sévèrement limitante, la vitesse de dégradation est proportionnelle à $[S_0]$, c'est l'exemple type des cinétiques d'ordre 1 Pas d'accroissement de biomasse dû soit à une concentration limite $[S_0] \ll [K_s]$, soit à un nombre initial de microorganismes trop important pour la quantité de substrat ;
2. $[X_0] \gg [S_0]$. L'équation de Michaelis & Menten (équation de Monod sans croissance microbienne) peut être utilisée quand les sites d'absorption des micro-organismes ne sont pas saturés au départ de l'incubation. Toutefois, la concentration initiale en substrat est insuffisante pour supporter une croissance significative de la biomasse. Nous nous retrouvons dans une situation analogue à celle d'une réaction enzymatique ;
3. $[X_0] \gg [S_0]$ et $[S_0] \gg K_s$ Saturation des sites enzymatiques et pas d'accroissement de la biomasse. Si la densité microbienne est si grande et que la quantité de substrat est insuffisante pour supporter une augmentation de la biomasse, la cinétique de disparition de la MO est d'ordre 0 (linéaire au cours du temps) ;

4. $[S_0] \ll K_s$. Faible biomasse de départ augmentant sur une concentration en substrat faible. Dans ces conditions, l'accroissement de biomasse a lieu à vitesse décroissante au fur et à mesure que $[S_0]$ diminue. Cette croissance sur ressource limitante donne la courbe sigmoïde ou logistique, en forme de S, symétrique par rapport au point d'inflexion.
5. $[S_0] > K_s$. Une faible densité de micro-organismes dans un milieu où $[S_0]$ est supérieur à K_s . Il y a croissance microbienne avec disparition du substrat, la dégradation est décrite par l'équation de Monod ;
6. $[S_0] \gg K_s$. Quand $[S_0]$ est très supérieur à K_s , la majeure partie du substrat disparaît alors que le système de la cellule est saturé. Dans ces conditions ($K_s + [S_0] \approx [S_0]$) la cinétique de dégradation suit un modèle logarithmique. C'est la situation la plus communément étudiée par les bactériologistes [65].

Tableau- II-1 : Récapitulatif des modèles de cinétique en fonction de S et X [65]

Modèles	$-\frac{dS}{dt}$	Constantes de vitesse (unités)
1- Ordre-1	$k[S]$	$k = \mu_{max} \frac{[X_0]}{K_s} (h^{-1})$
Michaelis and Menten	$k \frac{[S]}{K_s + [S]}$	$k = \mu_{max} [X_0] (mg \cdot L^{-1} \cdot h^{-1})$
3- Ordre 0	K	$k = \mu_{max} [X_0] (mg \cdot L^{-1} \cdot h^{-1})$
4- Logistique	$k \cdot [S] ([S_0] + [X_0] - [S])$	$\frac{\mu_{max}}{K_s} (L \cdot mg^{-1} \cdot h^{-1})$
5- Monod	$\frac{k \cdot [S]}{(K_s + [S])} \cdot ([S_0] + [X_0] - [S])$	$k = \mu_{max} (h^{-1})$
6-Logarithmique	$k ([S_0] + [X_0] - [S])$	$k = \mu_{max} (h^{-1})$

La formulation mathématique des cinétiques microbiennes permet de décrire précisément les différents mécanismes biochimiques, physico-chimique voire physique qui se déroule au sein du milieu de culture et dans le fonctionnement global du fermenteur.

II-3- Modèles ADM1 et AM2

Plusieurs modèles ont été développés pour modéliser le principe de la méthanisation. Ces modèles peuvent être des modèles à une phase ne prenant compte que la phase de méthanogenèse [66].

Les modèles en deux phases se rapprochent de la réalité de l'expérimentation, car ils décrivent les transformations des matières organiques en acides gras organiques qui seront transformés en grande partie en méthane. Le principal avantage de ce modèle c'est la prise en compte des facteurs inhibiteurs comme les AGV [66].

Les modèles à trois et quatre phases sont des modèles importants vis à vis de la description du processus de la digestion anaérobie, mais toutefois leur application est très restreinte à cause de l'augmentation de nombre de données en entrée du modèle. L'accessibilité aux données expérimentales est parfois limitée (manque de matériels adéquats, cout de l'expérimentation). Ainsi la complexité de modèle lui-même au niveau des paramètres à calibrer [66].

II-3-1- Modèle ADM1

Lors de la 8^{ème} Conférence sur la digestion anaérobie de l'Association internationale sur la qualité de l'eau (IAWQ) à Sendai, au Japon (1997), un groupe de travail a été proposé pour développer un modèle généralisé du processus anaérobie de digestion des boues, et en 1998, un groupe de travail formel a été créé (IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes, 2002). et approuvé [24].

Le modèle proposé (Batstone et al., 2002) [24] représente le résultat d'une intense collaboration entre les membres de cette équipe internationale d'experts [59]. C'est un modèle générique, (Anaerobic Digestion modèle N°1) baptisé ADM1, a été proposé par cette équipe d'experts internationaux de la digestion anaérobie sous l'égide de l'International Water Association (IWA). Ce modèle très détaillé, incluant 7 espèces bactériennes et de nombreux substrats répond au besoin de disposer d'une plate-forme commune de travail, il peut aussi bien servir de base à un procédé virtuel pour la mise en place d'unités de dépollution. [24]

Le processus général de la digestion anaérobie selon le modèle ADM1 est représenté par la figure II-5.

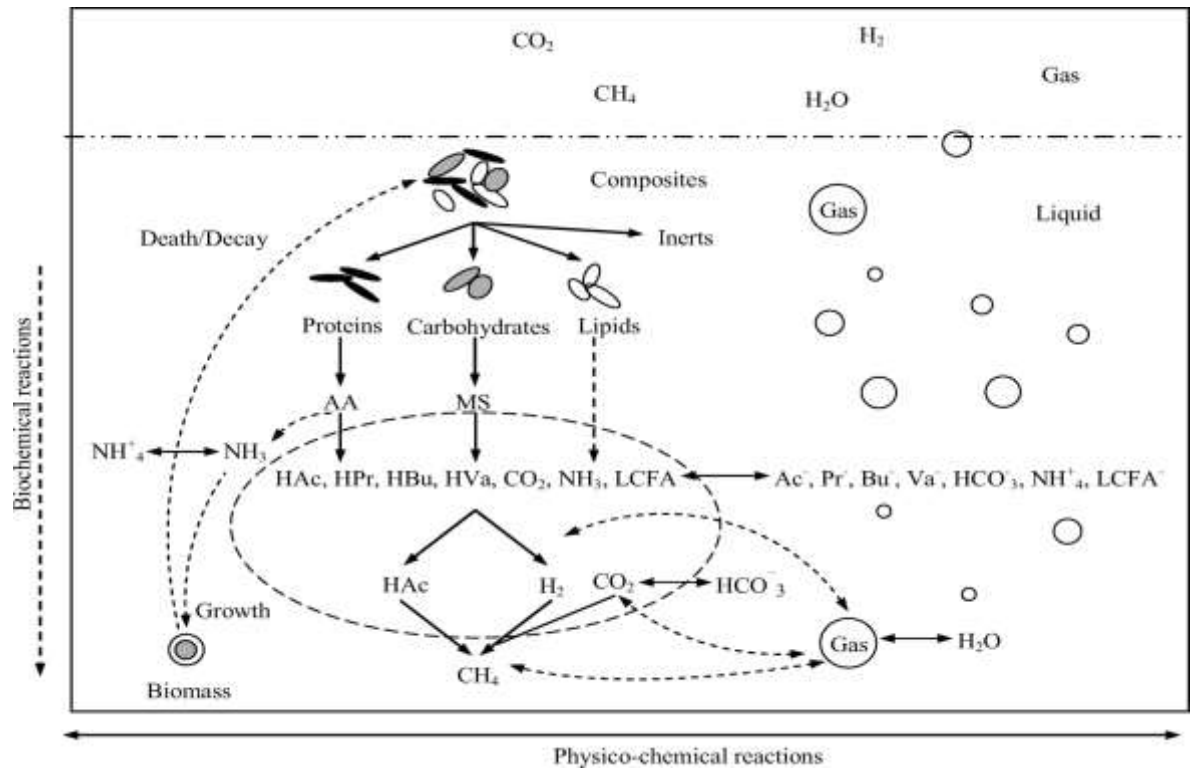


Figure II-5 : Processus général de la digestion anaérobie dans ADM1 [24]

La figure II-6 suivante représente les processus physico-chimiques décrivent principalement les phénomènes physiques et les réactions chimiques

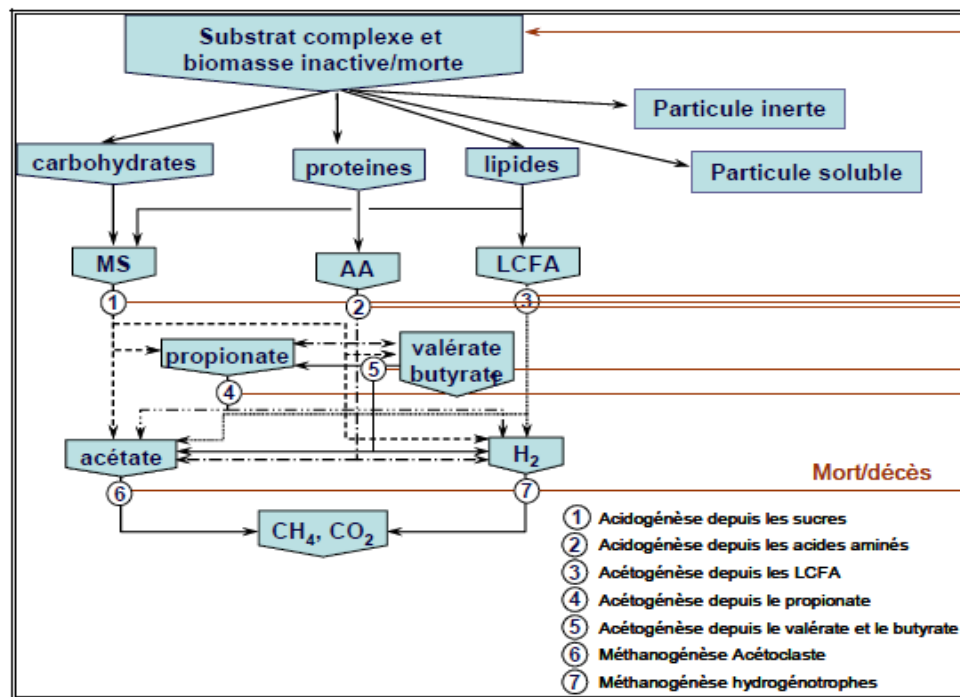


Figure II-6: Processus biochimiques dans ADM1 [24]

Le diagramme schématique d'un digesteur typique à un seul bac est donné par le schéma suivant (Figure-II-7).

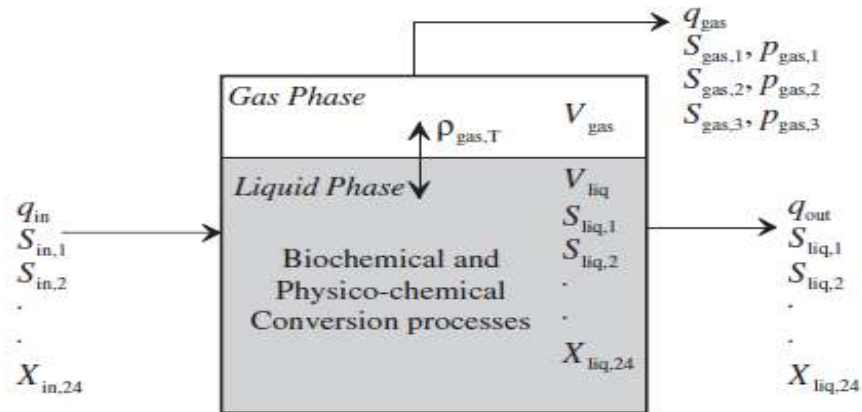


Figure II-7: Diagramme schématique d'un digesteur typique à un seul bac [24]

ADM1 comporte ainsi 24 composés et 19 processus, ce qui nécessite l'utilisation de nombreux paramètres : taux de consommation (K_m), constantes de demi-saturation (k_s), taux de décès (b_s) et constantes d'inhibition (K_i) mais aussi des paramètres liés aux réactions acido-basiques et aux transferts gaz-liquide.

Certains phénomènes d'inhibition sont aussi pris en compte dans ADM1. Inhibition de toutes les croissances bactériennes par l'azote ammoniacal, inhibition de l'acétogenèse par le dihydrogène et inhibition de la méthanogenèse acétoclastique par l'ammoniac libre [24].



Photo II-1: Réacteur pilote et son instrumentation [24]

Si ce modèle est séduisant par l'exhaustivité des phénomènes qu'il permet de décrire, sa grande complexité (26 équations non -linéaire et plus de 86 paramètres) en font un système fortement non-linéaire difficile à appréhender. Cette complexité représente un frein à l'analyse mathématique du modèle et limite ses possibilités d'utilisation pour des stratégies de contrôle. Récemment, une revue a notamment suggéré que la méthode de caractérisation des matières premières développée pour fournir les entrées de modèle requises était toujours le goulot d'étranglement pour l'adoption généralisée d'ADM1 (Batstone et al., 2015) [67].

Comme nous le savons, ADM1 nécessite les caractéristiques physico-chimiques (composition biochimique, c'est-à-dire glucides, protéines, lipides, hémicellulose, cellulose et lignine) et les propriétés cinétiques (contenu inerte et taux de dégradation) de chaque substrat comme intrant. Ces entrées déterminent fondamentalement la précision de la simulation [68]. Cependant, la biodégradabilité et les microstructures des différents types de substrats varient considérablement. Leurs méthodes de caractérisation ne peuvent donc pas être généralisées [69]. Ce problème est particulièrement évident dans la simulation des déchets lignocellulosiques, du fait du procédé d'hydrolyse multiple des lignocellulosiques et de la résistance de la cellulose cristalline.

Un modèle plus synthétique, baptisé AM2 représente les principaux flux de masse en ne considérant que deux populations bactériennes ; les acidogènes et les méthanogènes [66]. Sa structure simple (en comparaison avec ADM1) se prête plus aisément à des procédures de calibration et permet le développement de capteurs logiciels et de stratégies de contrôle [68].

II-3-2- Modèle AM2

Le modèle AM2 fut développé dans le cadre du projet européen AMOCO (Advanced MOnitoring and COntrol system for anaerobic), sur la modélisation et le contrôle de procédés de digestion anaérobie. Ce modèle à bilan de masse dérive du modèle réacteur infiniment mélangé [66].

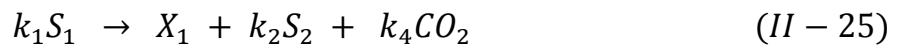
Le modèle AM2 à deux étapes est un modèle simple à identifier, capable de reproduire le comportement dynamique et de prendre en compte le phénomène de la

déstabilisation des digesteurs anaérobies par accumulation des Acides Gras Volatiles (AGV). De tous les modèles actuels, il apparaît comme l'un des plus adaptés pour le contrôle de ces systèmes. Le développement du modèle AM2 est basé sur l'hypothèse que les populations bactériennes intervenant dans la digestion anaérobie, peuvent être divisées en deux groupes principaux de caractéristiques homogènes et que la digestion anaérobie peut être décrite par un processus biologique à deux étapes [66] :

Dans la première étape appelée acidogénèse, le consortium des bactéries acidogènes (X_1) transforme la matière organique (S_1) en AGV (S_2) et dioxyde de carbone (CO_2).

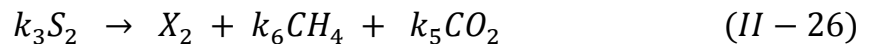
Dans la deuxième étape appelée méthanogénèse, la population des méthanogènes (X_2) convertit (S_2) en méthane CH_4 et CO_2 . Les réactions biologiques des deux étapes sont décrites par les schémas réactionnels suivants :

1. Acidogénèse :



Avec une vitesse de réaction $r_1 = \mu_1(S_1)X_1$ telle que $\mu_1(S_1)$ est le taux de croissance spécifique de X_1 sur S_1 .

2. Méthanogénèse :



Avec une vitesse de réaction $r_2 = \mu_2(S_2)X_2$ telle que $\mu_2(S_2)$ est le taux de croissance spécifique de X_2 sur S_2 .

L'état S_2 est composé essentiellement d'acétate, propionate et butyrate et est supposé se comporter comme de l'acétate. La Demande Chimique en Oxygène (DCO) totale est la somme de S_1 et de S_2 [69].

Le modèle général AM2 à deux étapes tel qu'il a été proposé dans la littérature considère six variables d'état [66] .

1. S_1 : La concentration de la matière organique à dégrader (DCO) ;
2. X_1 : La concentration de la biomasse acidogène ;
3. S_2 : La concentration des acides gras volatiles (AGV) ;
4. X_2 : La concentration de la biomasse méthanogène ;

5. Z : La concentration de l'alcalinité ;
 6. C : La concentration du carbone inorganique.

Et six équations différentielles.

$$\frac{dX_1}{dt} = (\mu_1(S_1) - \alpha D)X_1 \quad (II - 27)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = D(S_{1in} - S_1) - K_1\mu_1(S_1)X_1 \quad (II - 28)$$

$$\frac{dX_2}{dt} = (\mu_2(S_2) - \alpha D)X_2 \quad (II - 29)$$

$$\frac{dS_2}{dt} = D(S_{2in} - S_2) + K_2\mu_1(S_1)X_1 - K_3\mu_2(S_2)X_2 \quad (II - 30)$$

$$\frac{dZ}{dt} = D(Z_{in} - Z) \quad (II - 31)$$

$$\frac{dC}{dt} = D(C_{in} - C) - q_c(\xi) + K_4\mu_1(S_1)X_1 + K_5\mu_2(S_2)X_2 \quad (II - 32)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \mu_1(S_1) = \mu_{1max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} \text{ (Monod)} \\ \mu_2(S_2) = \mu_{2max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{i2}}} \text{ (Haldane)} \\ q_c(\xi) = K_L a [C + S_2 - Z - K_H P_C(\xi)] \\ q_M(\xi) = K_6 \mu_2(S_2) X_2 \\ P_C(\xi) = \frac{\emptyset + \sqrt{\emptyset^2 - 4K_H P_T (C + S_2 - Z)}}{2K_H} \\ \emptyset = C + S_2 - Z + K_H P_T + \frac{K_6}{K_L a} \mu_2(S_2) X_2 \\ CO_2 = C - Z + S_2 \\ pH(\xi) = -\log_{10} \left(K_b \frac{C - Z + S_2}{Z - S_2} \right) \end{array} \right. \quad (II - 33)$$

Tableau- II-2 : Signification de l'ensemble des variables et des paramètres AM2

Paramètres	Définitions	Unités
α	pourcentage de la biomasse dans la phase liquide	
C	concentration totale en carbone inorganique.	$mmol.L^{-1}$
Cin	concentration entrante en carbone inorganique.	$mmol.L^{-1}$
D	taux de dilution.	$jour^{-1}$.
k1	rendement de la dégradation du substrat.	$g.g^{-1}$ de biomasse acidogène
k2	rendement de production des AGV.	$mmol.g^{-1}$ de biomasse acidogène
k3	rendement de dégradation des AGV.	$mmol.g^{-1}$ de biomasse méthanogène
k4	rendement de production de CO ₂	
k5	rendement de production de CO ₂	
k6	rendement de production de CH ₄	
KH	constante de Henry.	$mmol.L^{-1}.atm^{-1}$
kLa	coefficient de transfert volumique gaz/liquide.	$L.jour^{-1}$
KI2	constante d'inhibition.	$mmol.L^{-1}$
KS1	constante de demi-saturation.	$g.L^{-1}$
KS2	constante de demi-saturation.	$mmol.L^{-1}$
PC	pression partielle de CO ₂	atm
PT	pression totale.	atm
qC	débit volumique de CO ₂ .	$mmol.jour^{-1}$
qM	débit volumique de CH ₄ .	$mmol.jour^{-1}$
S1	concentration en substrat dans le réacteur.	$g.L^{-1}$
S1in	concentration entrante en substrat.	$g.L^{-1}$
S2	concentration en AGV dans le réacteur.	$mmol.L^{-1}$
S2in	concentration entrante en AGV.	$g.L^{-1}$
X1	concentration de la population acidogène.	$g.L^{-1}$
X2	concentration de la population méthanogène.	$g.L^{-1}$
Z	alcalinité total dans le réacteur.	$mmol.L^{-1}$
Zin	alcalinité entrante dans le réacteur.	$mmol.L^{-1}$.
μ_1	taux de croissance de la population acidogène	$jour^{-1}$
μ_{1max}	taux de croissance maximal de la population acidogène.	$jour^{-1}$
μ_2	taux de croissance de la population méthanogène	$jour^{-1}$
μ_{2max}	taux de croissance maximal de la population méthanogène.	
Kb	constante d'acidité des bicarbonates.	$jour^{-1}$

II-3-3 -Différences de complexité des modèles AM2 et ADM1

Le tableau suivant (tableau II-2) présente de façon synthétique les différences de complexité des modèles AM2 et ADM1. Le choix d'omettre dans le modèle AM2 certaines voies métaboliques comme la dégradation des acides aminés, ou l'acétogenèse et la méthanogenèse hydrogénotrophes permet d'obtenir une structure très synthétique. Cependant cette simplicité a un certain prix, puisque ce modèle se limite à des alimentations simples.

Tableau- II-3: Différences de complexité des modèles ADM1 et AM2.

	ADM1	AM2
	5	2
Processus.	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Solubilisation ; ▪ Hydrolyse ; ▪ Acidogenèse ; ▪ Acétogenèse ; ▪ Méthanogenèse. 	Acidogenèse ; Méthanogenèse
Biomasses.	7	2
Réactions	19	2
Paramètres	86	13
Sorties	32	8

La très grande différence entre ces deux modèles soulève la question de l'utilité d'un modèle simple face à des modèles plus complets. Dans de nombreux cas les étapes intermédiaires revêtent une importance moindre que l'étape finale de méthanogenèse et l'utilisation d'un modèle simple peut se justifier [70]. Par ailleurs ont montré que dans de nombreux cas, des modèles très simples étaient suffisants pour prédire correctement un certain nombre de variables.

En fin, l'état de l'art montre que la modélisation des procédés de digestion anaérobie, constitue un axe de recherche important puisqu'il permet d'intégrer dans un même outil l'ensemble des connaissances acquises sur le fonctionnement bio-physico-chimique des milieux de digestion.

Chapitre –III

MATERIELS ET METHODES

III. MATERIELS ET METHODES

La partie expérimentale a été réalisée dans Le Laboratoire Energie, Environnement et Systèmes d'Information. « LEESI » Université Ahmed DRAIA ADRAR en collaboration avec le laboratoire de la division conversion thermique et thermodynamique de l'Unité de Recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien « URERMS » d'ADRAR. Cette partie a été accomplie en trois étapes : La préparation et la mise en route des digesteurs, l'expérimentation, et la mise en place d'un modèle.

III.1-Expérimentation

III-1-1- Le substrat et le co-substrat

Le substrat constitué de déchet de cuisine a été collecté dans un restaurant local du centre-ville d'Adrar (Photo III-1). Il était principalement composé d'épluchures d'oignon, de carotte, de pomme de terre, de betterave et de salade , 40% de pomme de terre, 20% de betterave, 20% de carotte 10% d'oignon et 10% de salade. La bouse de vache utilisée comme Co-substrat a également été collectée dans une ferme de la ville d'Adrar.

(Oladipupo et al.), [71] ont souligné que la bouse de vache est un réservoir majeur pour les archées formant du méthane telles que Methanosarcinaceae, Methanococcus, Methanobacteriales, Methanomicrobiales et Methanosaetaceae. Il peut être utilisé à la fois comme inoculum et comme Co-substrats. Les caractéristiques du substrat et du co-substrat sont indiquées dans le tableau (III-1)

III-1-2- Préparation des réacteurs

Nous avons préparé douze réacteurs d'un litre de volume totale chacun, sur leurs bouchant nous avons confectionné deux sorties. La première pour les prélèvements des échantillons et la deuxième sortie est connectée à une burette remplie d'une solution d'acide saturée en sel (acide citrique 5%, NaCl 20%, pH=2) pour la récupération du biogaz généré (Photo III-2) et (Figure III-1).

Les réacteurs sont divisés en quatre séries de trois digesteurs, les résultats sont la moyenne de trois digesteurs. Les charges ont été réalisées à différentes ratios entre substrat et Co-substrat (RCD) (3 ; 2 ; 1.5 et 1) (tableau III-1) avec le même taux de dilution.

Le substrat constitué de déchet de cuisine « épluchures » 40% de pomme de terre, 20% de betterave, 20% de carotte 10% d'oignon et 10% de salade. L'inoculum c'est la bouse de vache fraîche, la concentration en inoculum est la même (4g.MV/L), le volume totale des réactifs (eau + substrat + inoculum) vaut 0,8 litre et enfin les digesteurs sont fermés hermétiquement et plongés dans un bain marie régler à $35 \pm 2^{\circ}\text{C}$ [72]. (Photo III-2 et III-3).



Photo III-1 : Photo Substrat



Photo III-2 : Photo préparation des digesteurs



Photo III-3- Photo digesteurs émergés dans le bain marie



Tableau- III-1: Identification des réacteurs

Réacteurs	RCD	SUBSTRAT (déchet de cuisine)			Co-substrat (Bouse de vache)		
		(MV g/L)	(MS g/L)	Masse brute (g)	(MV g/L)	(MS g/L)	Masse brute (g)
R1	3	12	13.04	97.02	4	5.95	21.29
R2	2	8	8.69	64.73	4	5.95	21.29
R3	1.5	6	6.52	48.36	4	5.95	21.29
R4	1	4	4.35	31.99	4	5.95	21.29

III -1-3- Méthodes analytique

Nous allons présenter dans la partie suivante les différents matériels et méthodes utilisés pour la mise en place et le suivi des essais expérimentaux. Les paramètres suivis sont : (MS ; MV ; pH ; AGV ; TAC ; volume de biogaz et de méthane).

La détermination de la matière sèche (MS), la matière volatile (MV), l'acidité (AGV) et l'alcalinité (TAC) selon la méthode (APHA) [73]. Le pH avec un pH-mètre. Le volume de Méthane par barbotage répétés de biogaz dans une solution de (NaOH 6N) en appliquant la méthode de liquide déplacé. [74].

III-1-3-1-Détermination de MS et MV.

Les échantillons sont séchés jusqu'à masse constante à (103 ; 105°C). Le ratio entre la masse après et avant séchage sert à mesurer la teneur en matière sèche (MS) Cette teneur est exprimée en pourcentage de masse (%MS). [73].

L'échantillon séché à (103 ; 105°C) est calcinée à 550 °C, pendant 2 heures dans un four à moufle. La différence entre la masse sèche et la masse après calcination détermine la masse de la matière volatile (MV).

Le ratio entre la masse de la matière volatile et la matière sèche détermine la teneur en matière volatile (%MV). [73].

Nous avons pesé chaque récipient, soit (m_0) sa masse, nous avons transféré une quantité d'échantillon homogénéisé dans le récipient, soit (m_1) la nouvelle

masse de l'échantillon avec récipient, puis nous avons placé le tout dans une étuve à $(105 \pm 2^\circ\text{C})$ pendant 24 h pour assurer le séchage de l'échantillon, les récipient sont refroidi dans un dessiccateur et on détermine la masse (m_2).

Ensuite nous avons placé le récipient avec la masse séchée dans le four à moufle (550 C°) pendant deux heures, on le place dans un dessiccateur pour le refroidir et on détermine la nouvelle masse (m_3). [73]

La teneur en masse sèche (%MS) et la teneur en masse volatile (%MV) d'échantillons sont données par les formules suivantes (III-1 et III-2) :

$$\%MS = 100 \times \frac{m_2 - m_0}{m_1 - m_0} \quad (\text{III} - 1)$$

$$\%MV = 100 \times \frac{m_2 - m_3}{m_2 - m_0} \quad (\text{III} - 2)$$

m_0 = masse de récipient (mg)

m_1 = masse de récipient et l'échantillon avant le séchage (mg)

m_2 = masse de recipient et l'échantillon après le séchage (mg)

m_3 = masse de recipient et l'échantillon après calcination (mg)

III. 1.3.3 -Détermination du PH

Les mesures de pH sont réalisées chaque jour à l'aide d'un pH-mètre Basic 20 (Photo III-4). La calibration du pH-mètre est faite à température ambiante du laboratoire en utilisant une solution tampon de pH=4,7 et puis une autre solution tampon de pH=10 [41].



Photo III-4- .Détermination de PH

III. 1.3.4 -Détermination d'alcalinité (TAC) et l'acidité(AGV)

Le titre alcalimétrique complet (TAC) représente le dosage des carbonates et bicarbonates, responsables du pouvoir tampon du fermenteur vis-à-vis des acides organiques et acides gras volatils. Cette alcalinité permet au pH de rester aux alentours de la neutralité malgré la présence d'acides.

Le contrôle des acides gras volatils (AGV), stade intermédiaire obligatoire de la fermentation méthanique, est indispensable. L'accumulation de ces acides provoque un ralentissement de l'activité des bactéries méthanogènes et peut même bloquer le processus fermentaire.

Ces deux paramètres sont suivis pour contrôler le bon fonctionnement de la digestion anaérobie.

Nous avons pris un volume précis (V_e) dont, on mesure le pH initial, puis à l'aide d'une burette, on acidifie avec de l'acide sulfurique (H_2SO_4) 0,1 N jusqu'à pH = 4, soit V le volume obtenu. Nous continuons à acidifier à l'aide de l'acide sulfurique (H_2SO_4) 0,1 N, jusqu'à pH = 3,5. Le mélange est ensuite bouilli pendant 3 min, puis laissé refroidir [73].

Le liquide refroidi est porté sous l'électrode du pH-mètre tout en versant sous agitation de la soude (NaOH) 0,1 N jusqu'à pH = 4, soit V_2 le volume obtenu. En continuant à verser de la soude jusqu'à pH = 7 nous avons V_3 le nouveau volume. Ensuite on calcule les TAC et les AGV. [73].

- Le titre alcalimétrique complet (TAC) est donné par la relation suivante (III-3) :

$$TAC = \frac{V \cdot N \cdot 1000}{V_e} \quad \left(\frac{\text{még}}{l} \right) \quad (III - 3)$$

TAC : alcalinité totale (még/l) ;

V : volume de la solution de H_2SO_4 utilisée (ml) ;

V_e : volume d'échantillon (ml) ;

N : normalité de la solution de H_2SO_4 utilisée ($N= 0,1$ dans notre cas).

- L'alcalinité exprimée en mg/l $CaCO_3$ est déterminée comme suite (III-4):

$$TAC = \frac{V.N.50000}{V_e} \left(\frac{mg}{l} . CaCO_3 \right) \quad (III - 4)$$

TAC : alcalinité totale (mg/l CaCO₃) ;

V : volume de la solution de H₂SO₄ utilisée (ml) ;

V_e : volume d'échantillon (ml) ;

N : normalité de la solution de H₂SO₄ utilisée ;

50 000 : poids d'un équivalent de CaCO₃ exprimé en mg.

- *L'acidité exprimée en méq/l est déterminée comme suite (III-5) :*

$$AGV = \frac{(V_3 - V_2).N.1000}{V_e} \left(\frac{méq}{l} \right) \quad (III - 5)$$

Ou Acidité volatile d'acide acétique en (mg/l) (III-6).

$$AGV = \frac{(V_3 - V_2).N.60000}{V_e} \left(\frac{mg}{l} \right) \quad (III - 6)$$

AGV : acidité totale (mg/l) ;

V₂ : Volume de NaOH pour augmenter le pH de la solution de 3,5 à 4 ;

V₃ : Volume de NaOH pour augmenter le pH de la solution de 4 à 7 ;

N : normalité de la solution de NaOH utilisée (N=0,1) ;

V_e : volume d'échantillon utilisé (ml) ;

60 000 : poids d'un équivalent d'aide acétique exprimé en mg.

III.1.3.5 -Volume de biogaz et méthane produits

Durant le déroulement du processus de digestion anaérobie le volume du biogaz produit est mesuré de façon régulière, par la méthode de liquide déplacé.

La mesure de la quantité de méthane contenue dans le biogaz produit est déterminée par barbotage de ce biogaz dans une solution basique (NaOH 6N) pour éliminer le CO₂ afin de déterminer le volume de Méthane. [74]

III.2-Mise en place d'un modèle

Cette partie de notre travail est consacrée à la mise en place d'un modèle simple, en recherchant le niveau minimale de complexité requise, pour représenter

la production de méthane obtenue lors de différentes incubations anaérobies basées sur la digestion des déchets organiques ménagères dans un digesteur discontinu (batch). L'objectif de ce modèle est de décrire et prédire l'évolution de la production de méthane au cours du temps. La modélisation et la simulation comportent deux modèles.

Modèle A : c'est un modèle mathématique inspiré du modèle AM2 [66] correspondant au processus biotechnologique de méthanisation à deux phases implémenté sous Matlab Simulink pour simuler le fonctionnement du bioréacteur batch. Les résultats de simulation nous aident à appréhender la dégradation du substrat, la croissance des bactéries, la production de méthane ainsi que l'influence des différents paramètres sur le procédé en général.

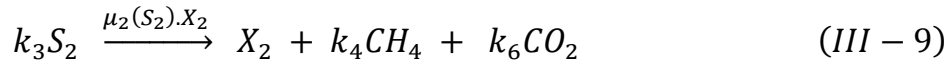
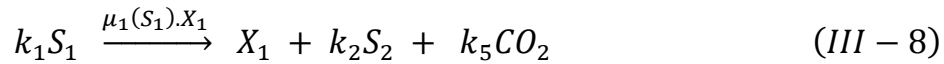
Modèle B : C'est notre propre modèle. Son objectif est de montrer que dans de nombreux cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables et que les étapes intermédiaires des fois revêtent une importance moindre que l'étape finale de méthanogenèse et l'utilisation d'un modèle très simple peut se justifier.

III.2.1- Modèle. A

Ce modèle est inspiré du modèle AM2 [66]

La digestion anaérobie est réduite à deux phases, l'acidogénèse (équation (III-8)) et méthanogénèse (équation (III-9)). Le taux de croissance bactérienne est modélisé par l'équation (III-15) et (III-16), la variation temporelle de biomasses par les équations (III-10) et (III-11), la variation temporelle de substrats par les équations (III-12) et (III-13) et enfin le volume de méthane par l'équation (III-14).

Pour ce qui concerne les constantes (μ_{1max} , μ_{2max} , K_{S1} , K_{S2} et K_{i2}), nous avons utilisé celles de AM2 [66]. Les coefficients de rendement (K_1 , K_2 , K_3 et K_4) et les conditions initiales sont estimées par tâtonnement en cherchant les meilleures coïncidences entre les résultats expérimentaux et les résultats de la simulation en basant sur « temps de latence, volume maximal journalier de Méthane, volume total cumulé de Méthane ».



$$\frac{dX_1}{dt} = \mu_1(S_1).X_1 \quad (III - 10)$$

$$\frac{dX_2}{dt} = \mu_2(S_2).X_2 \quad (III - 11)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = -K_1 \mu_1(S_1) X_1 \quad (III - 12)$$

$$\frac{dS_2}{dt} = K_2 \cdot \mu_1(S_1) \cdot X_1 - K_3 \cdot \mu_2(S_2) \cdot X_2 \quad (III - 13)$$

$$G(\text{Méthane}) = K_4 \cdot \mu_2(S_2) \cdot X_2 \quad (III - 14)$$

$$\mu_1(S_1) = \mu_{1max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} \quad (III - 15)$$

$$\mu_2(S_2) = \mu_{2max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{i2}}} \quad (III - 16)$$

III.2.2-Modèle B

La raison de l'invention de cette nouvelle idée est qu'il s'est avéré que les travaux précédents utilisaient les modèles basés sur les modèles (modèle Gompertz ou modèle Fitzhugh ou modèle Cone .ou modèles logistique. etc.....) les constantes doivent être recalculées à chaque fois comme si nous étions devant un nouveau modèle, bien que les substrats utilisés soient les mêmes, seules les proportions sont différentes. De plus de montrer que dans quelques cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables. Pour cela, cette étude a proposé une solution comme nouvelle idée, c'est de transformer les constantes de valeurs en fonctions. Nous avons suivi les démarches ci-après.

- 1- Au départ on cherche à trouver une relation qui est en ligne avec la forme des courbes qui représentent l'évolution du volume de méthane cumulé en fonction du temps.
- 2- Trouver les valeurs des constantes, qui minimisent la somme des carrés des différences entre les résultats expérimentaux et les résultats calculés en utilisant la fonction précédente, « cela pour chaque série isolée ».
- 3- Prouver la concordance entre les résultats expérimentaux et les résultats calculés en appliquant la relation après l'introduction des valeurs des constantes.
- 4- Transformer les constantes précédentes en les mettant sous forme des relations en fonction des entrés « dans notre cas les entrés sont « RCD et MV ». Afin d'aboutir à un modèle qui représente les quatre série en même temps .Le schéma suivant résume les démarches.

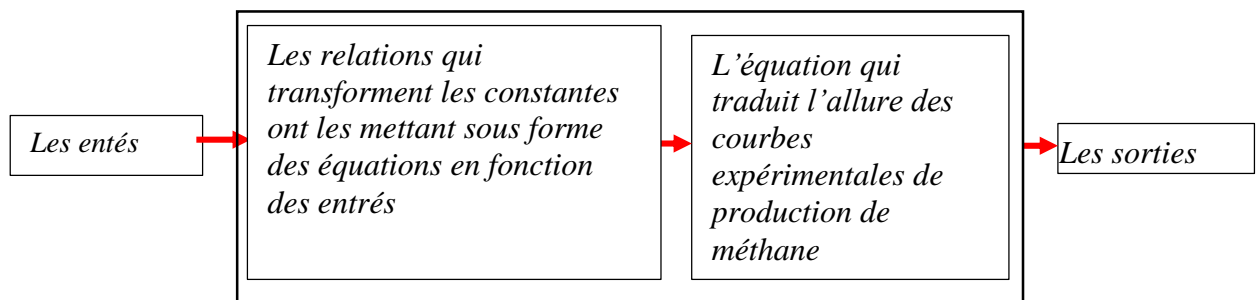


Figure III-1 : Schéma des étapes de fondement de modèle B

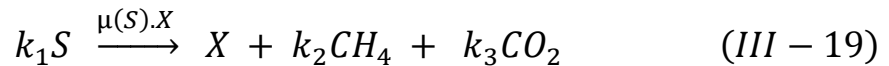
Les principales hypothèses pris en considérations sont les suivantes :

- 1) Le substrat sèche totale ou la matière sèche (MS) est composée de deux parties, l'une volatile (matière volatile (MV)) qui représente la matière organique (MO), et le reste, c'est la partie inorganique (matière non volatile (MNV)) « équation (III-17) ». Aussi le substrat volatile se subdivise en deux : Substrat volatile biodégradable (MV_B) et substrat volatile non biodégradable (MV_{NB}) ou difficilement biodégradable « équation (III-18) »;

$$MS = MV + MNV \quad (III - 17)$$

$$MV = MV_B + MV_{NB} \quad (III - 18)$$

2) La digestion anaérobie est réduite au minimum en une seule phase « méthanogène » (III-19)



3) L'évolution temporelle de la production du Méthane. par l'équation de Gompertz modifié (III-20) [75] [76].

$$G = G_m * \exp\left[-\exp\left(R_m * 2.7 * \frac{(L - t)}{G_m} + 1\right)\right] \quad (III - 20)$$

Avec : G_m le volume cumulé maximale du Méthane (ml) lorsque : ($t \rightarrow \infty$ ou bien $[SV_B]_t \rightarrow 0$)

R_m : vitesse maximale de production de Méthane

L : le temps de latence

Les paramètres : R_m et L (vitesse maximale, temps de latence) pour chaque réacteur ont été estimés à l'aide de la fonction « solveur » de Microsoft Excel en minimisant la somme du carré de différences entre valeurs expérimentales et valeurs théoriques associées au model utilisé.

G_m : sera déterminé directement des valeurs expérimentales. C'est la valeur maximale de volume cumulé total de Méthane.

4) Les paramétrés (R_m et L) seront en fonction de RCD (ratio substrat/Co-substrat). Le volume maximal de Méthane cumulé G_m est en fonction de la concentration initiale de la matière volatile $[MV]_0$.

$$R_m = f_1(CDR) ; L = f_2(CDR) ; \text{ et } G_m = f_3([MV]_0) \quad (III - 21)$$

Les relations reliant le ratio substrat/ Co-substrat (RCD) et les paramètres R_m et L aussi la relation entre la matière volatile (MV) et le volume maximal cumulé G_m , ont été estimées à l'aide de la courbe de tendance d'Excel en cherchant le meilleur coefficient de détermination (R^2).

Chapitre –IV

RESULTATS ET DISCUSSIONS

IV. RESULTATS ET DISCUSSIONS

Ce chapitre englobe tous les résultats obtenus avec des discussion convenables

IV-1-Experimentation

IV.1.1 -Matière sèche MS% et Matière volatile VS% :

Les résultats obtenus sont les suivant.

Tableau- IV-1 ; (%MS) et (%MV) pour le substrat et le Co-substrat

Sample	MS (% masse brute)	MV (% MS)
Substrat: déchet de cuisine	13.44 ± 0.04	92.04 ± 1.78
Co-substrate: bouse de vache	27.94 ± 0.85	67.24 ± 0.27

Les résultats obtenus montrent que les écorces de légumes utilisées sont très riches en solides volatils (92,04 % à base de MS), avec des taux d'humidité élevés. De plus, le co-substrat est assez riche en solide volatil (67,24%). Dans des travaux antérieurs, les MS rapportés du substrat similaire (déchets alimentaires) étaient compris entre 93,2 et 95,4 % [77]. Tandis que (la bouse de vache) était de 77,4 % [78]. Cette différence est principalement due à la qualité de la nourriture qui lui est fournie. Ceci démontre que le substrat et le Co-substrat de la présente étude sont conformes à la littérature, riche en MV qui est bénéfique pour la digestion anaérobie.

IV.1.2–Variation du pH :

Le pH joue un rôle essentiel dans le fonctionnement biochimique et physico-chimique des milieux de digestion anaérobie, a noter également que les performances d'un digesteur, du point de vue de la production de gaz, dépendent de l'ajustement du pH [79] [80].

Les bactéries impliquées dans la digestion anaérobie tolèrent un pH variant entre 6 et 8, avec une activité optimale autour de sept [40]. [72] [14].

Le suivi du pH a montré une chute de sa valeur de 6,5 à 5,5 dans les trois premiers jours. Cette chute est expliquée par la décomposition de la matière organique et la production des acides gras volatils (AGV) dans le milieu. Cette phase de production des AGV correspondrait aux deux premières phases «hydrolyse et acidogénèse » [40], [81].

Vu que le pH a une valeur inférieure à 5,5 qui peut inhiber le déroulement de processus de la digestion, d'où la nécessité de la correction de pH [80]. Une correction du pH a été réalisée le 3^{ème} jour avec une solution de NaOH 0,1N pour atteindre un pH autour de sept [82] [83], Ce qui a conduit à une condition favorable pour la production de méthane [84], [85] et [86].

La figure (IV-1) ci-dessous illustre les différentes courbes d'évolution du pH en fonction du temps, pour les quatre séries de digesteurs expérimentaux étudiées.

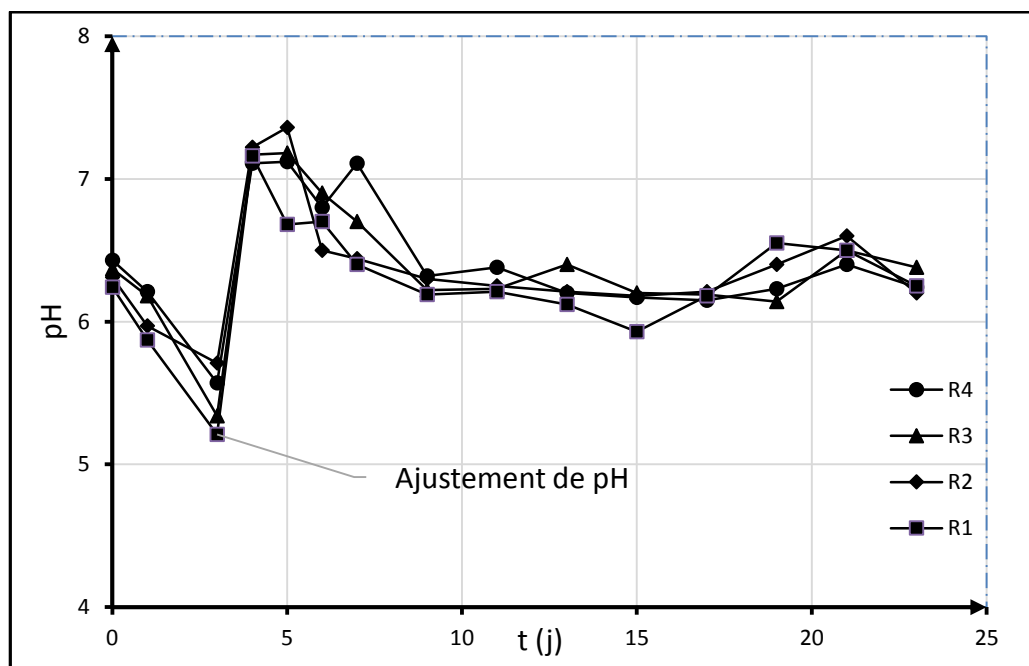


Figure IV-1: Variation des pH en fonction du temps pour les quatre réacteurs.

IV.1.3- variation des acides gras volatile :

Les variations des acides gras volatiles (AGV) pendant les 23 jours de l'expérience (figure IV-2), nous permet de constater une augmentation des concentrations des AGV jusqu'à un maximum de 23 méq/l dans les trois premiers jours. Cette phase de production des AGV correspondrait aux deux premières phases «hydrolyse et acidogénèse ». Pour cette raison une accumulation des acides

gras volatiles qui provoque un chute de pH remarquable, mais une fois la phase acétogénèse se déclenche les acides gras seront réduits, qui se traduit par une diminution de la concentration. Puis elle se stabilise autour de 15 méq/l, qui signifie qu'un équilibre entre production et consommation de ces acides est établie et le processus en général sera stable. [40]. [72]

Les figures IV-3, IV-4, IV-5 et IV-6 illustrent la relation qui existe entre le pH et les AGV au cours de la digestion anaérobie pour les quatre réacteurs.

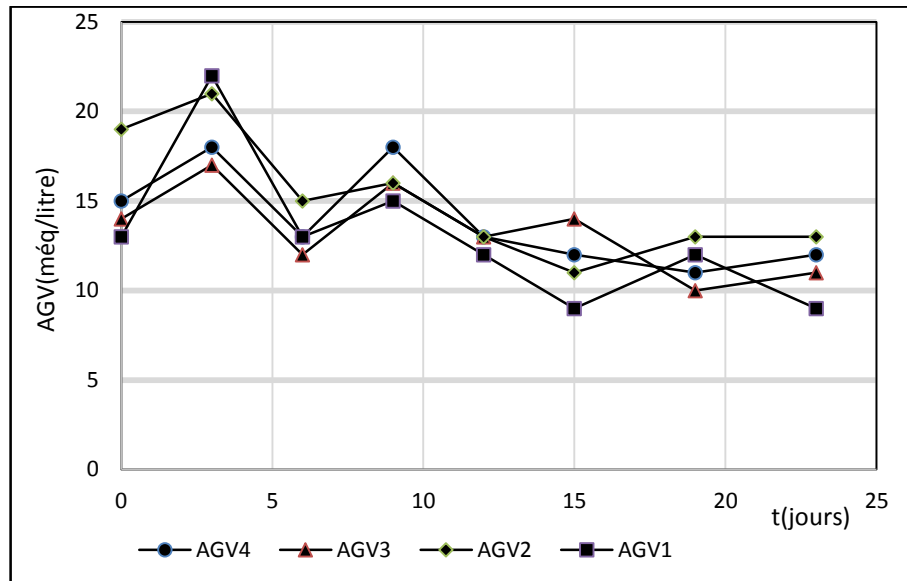


Figure IV-2 : L'évolution des Acides gras volatil (AGV) en fonction du temps

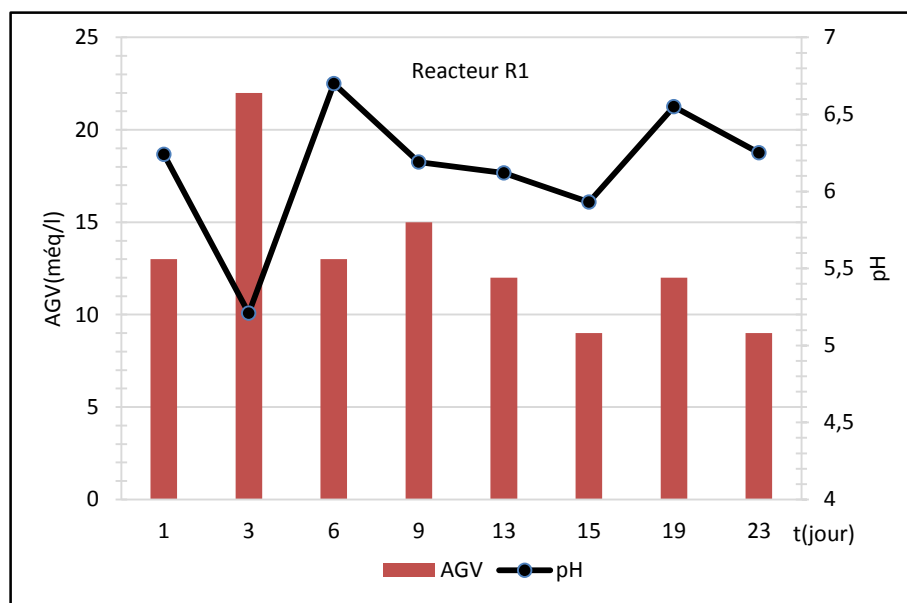


Figure IV-3 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R1)

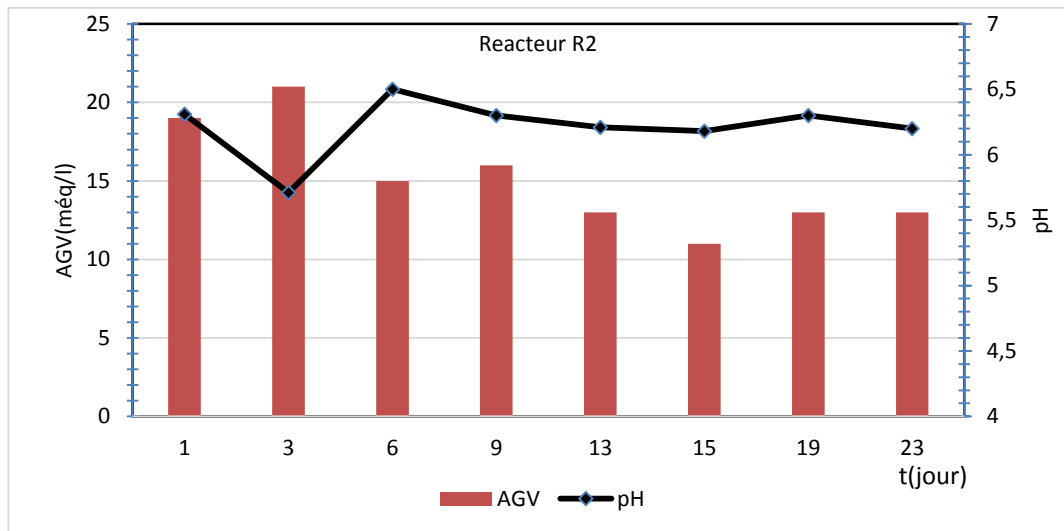


Figure IV-4 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps (R2)

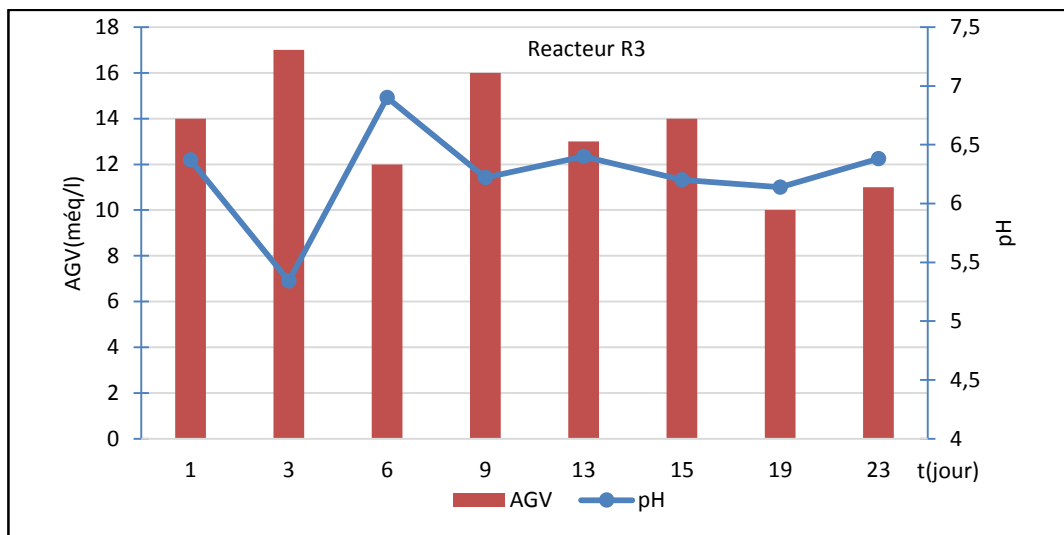


Figure IV-5: Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps (R3)

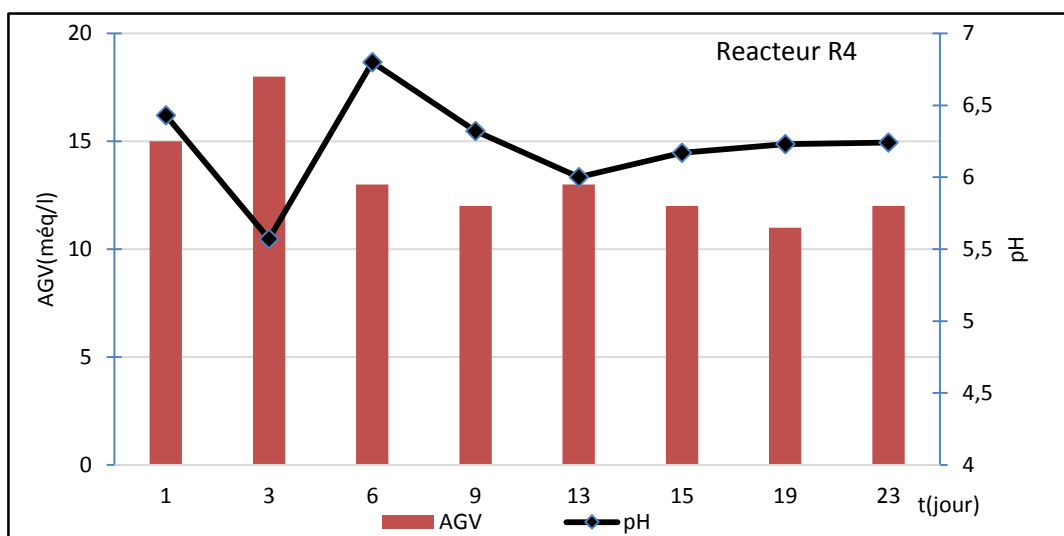


Figure IV-6 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps (R4)

On peut noter que la variation des deux paramètres présente trois tranches. La première tranche, correspond à une augmentation des AGV, cette production est suivie automatiquement par une diminution du pH, vu le caractère acide des substances générées [72].

Dans la deuxième tranche, on note une augmentation du pH qui est à l'origine d'une diminution de la quantité des AGV présents dans la suspension, ce qui annonce la phase acétogène [87].

En fin, la dernière phase est une phase de stabilisation des deux paramètres mesurés dans cette phase un équilibre entre production et consommation des acides gras volatils, ce qui laisse les propriétés acides, du milieu, presque invariables.

IV.1.4- Variation de titre d'alcalinité complet(TAC).

Pour les titres d'alcalinité complet on observe une légère diminution pendant les cinq premiers jours due à la consommation des ions de carbonate par les ions d'hydrogène engendrés par la dissolution des acides gras volatiles formés, mais une fois la phase acétogène se déclenche les acides gras seront réduits, qui se traduit par une diminution de la concentration des ions d'hydrogène et le TAC augmente et se stabilise autour d'une valeur de 40 méq/l (figure IV-7).

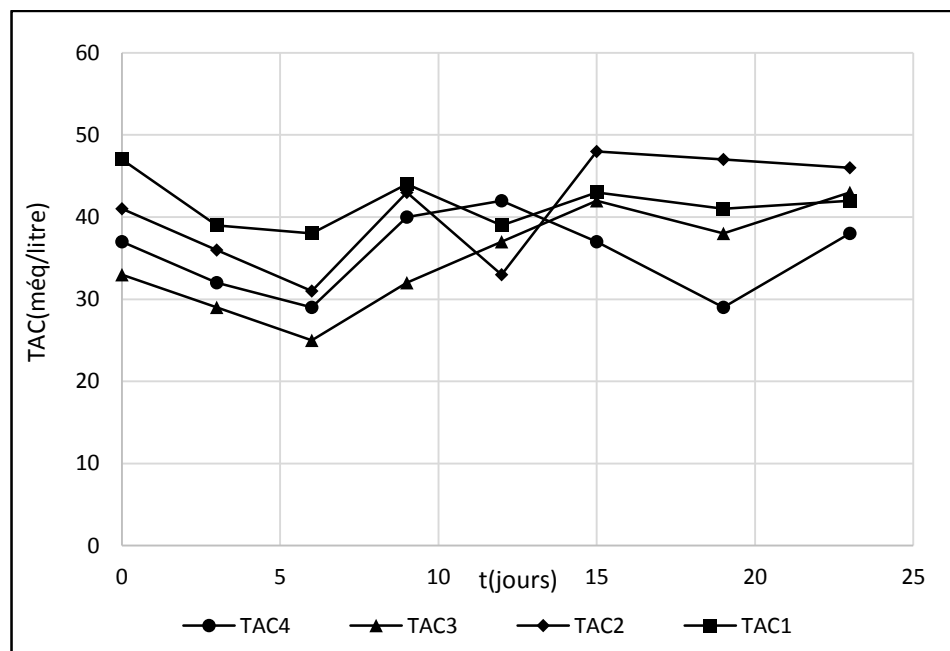


Figure IV-7 : l'évolution des titres d'alcalinités complets (TAC) en fonction du temps.

IV.1.5- Rapport AGV/TAC

Il a déjà été rapporté que le rapport AGV/TAC ne devrait pas dépasser 0,5 afin d'assurer la stabilité du processus lors de la méthanisation accompagnée d'une meilleure production de biogaz [77]. Le ratio idéal doit rester inférieur à 0,5.

Selon la figure (IV-8), les résultats obtenus démontrent un rapport AGV/TAC élevé pendant les trois premiers jours (phase de latence). Ce rapport dépasse 0,5 et atteint des valeurs comprises entre 0,55 et 0,6 pour tous les réacteurs. Ceci s'explique par l'instabilité du processus de méthanisation résultant de la forte production d'AGV. Un constat similaire a été rapporté par Tahri et al., [84]. Ils obtiennent un rapport AGV/TAC élevé compris entre 3,55 et 1,5 durant toute l'expérience, grâce à l'accumulation importante d'AGV. Il a également été rapporté que la production accumulée d'AGV conduit à l'acidification des réacteurs qui détériore le processus de digestion anaérobie ainsi qu'à la production de conditions toxiques pour les micro-organismes méthanogènes [88].

A partir du quatrième jour, le rapport AGV/TAC a diminué à des valeurs inférieures à 0,5 pour tous les digesteurs. Le réacteur R1 correspond aux valeurs optimales du rapport AGV/TAC. Ceci s'explique par le fait que le AGV diminue du fait de sa transformation en biométhane. Les mêmes résultats ont été indiqués par (Kadri et al.) [89]. (Ningning et al.), [87] ont indiqué la réduction des AGV par l'adaptation progressive de la communauté bactérienne aux nouvelles conditions qui leur permet de convertir les AGV en bio- méthane.

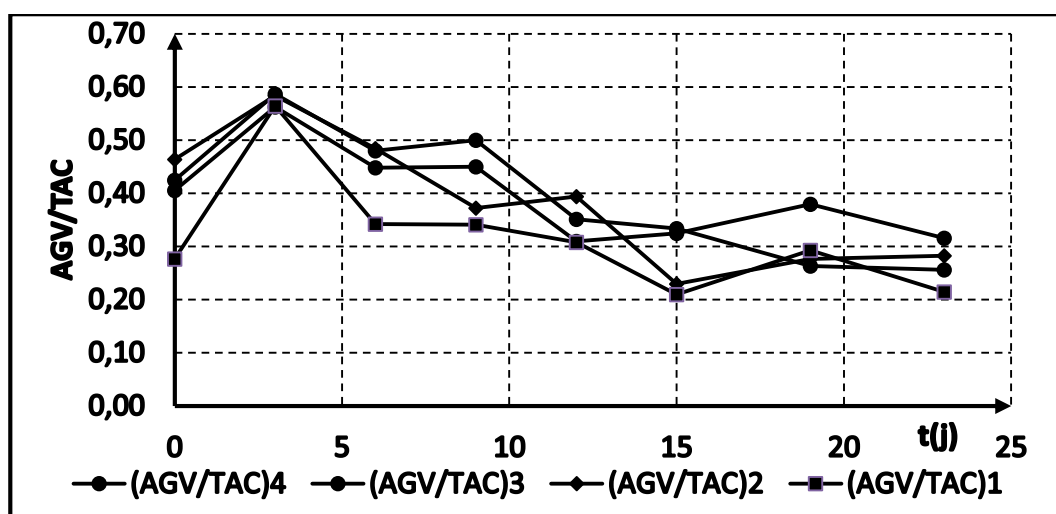


Figure IV-8: le rapport (AGV/TAC) en fonction du temps

IV.1.6- Evolution des volumes cumulés de Méthane

Le volume de méthane est obtenu par papotage répétés du biogaz obtenu dans une solution fortement basique (NaOH ; 6N) [74], afin d'éliminer le dioxyde de carbone. La figure suivante (fig. IV-9), présente la production du Méthane pour les quatre digesteurs.

Comme notre objectif principal c'est la production d'une énergie renouvelable (biogaz), cette figure montre bien la réussite de notre expérience par la production d'une quantité intéressante du biogaz. Nous avons enregistré une production du méthane de 2040 ml, 954 ml, 812 ml et 471ml respectivement pour les quatre digesteurs (R1, R2, R3 et R4). Cette différence dans la production du méthane est due à la différence de quantité du substrat introduite dans les digesteurs (12, 8, 6 et 4.g de MO). Le potentiel moyen de production de méthane (ml de méthane/g de MO) pour les quatre séries des digesteurs et le suivant : (170, 119, 135, et 118 (ml de CH₄/g de MO)).

Les formes de courbes montrent clairement qu'ils ressemblent à des Sigmoides, donc peuvent être modélisées par l'équation de Gompertz (III-20), les résultats obtenus sont en alignement avec ceux de : Vaviline 2008 ; Shungang 2013 et Angilakadi 2009 [69], [90]; [91] et [17].

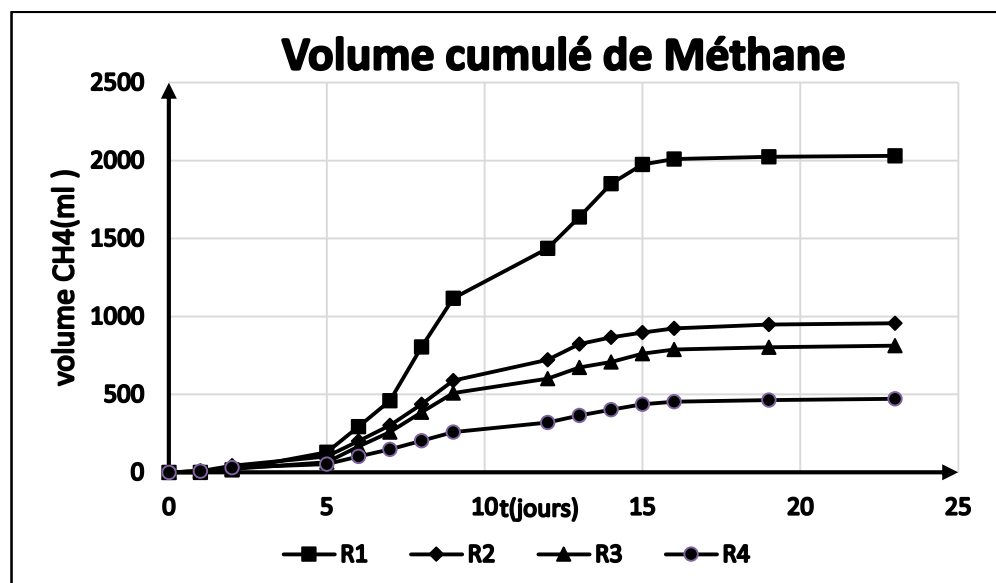


Figure IV-9 : Volumes cumulés de méthane en fonction du temps pour les 4 réacteurs..

IV.2- Simulation de volume cumulé de méthane :

IV.2.1- Simulation par le Modèle A :

Dans cette partie on a utilisé Matlab Simulink afin de simuler les résultats de ce modèle Nous avons construit pour chaque équation des équations précédentes chapitre III (10, 11, 12, 13, 14, 15 et 16) un bloc qui réunit les paramètres figurants dans chacune d'elles.

$$\frac{dX_1}{dt} = \mu_1(S_1) \cdot X_1$$

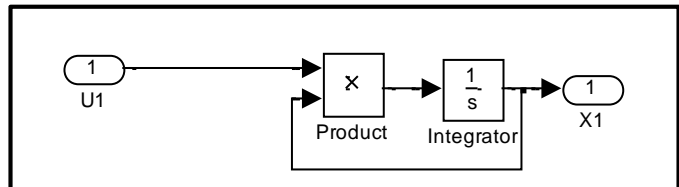


Figure IV-10 Bloc de simulation d'équation III-10

$$\frac{dX_2}{dt} = \mu_2(S_2) \cdot X_2$$

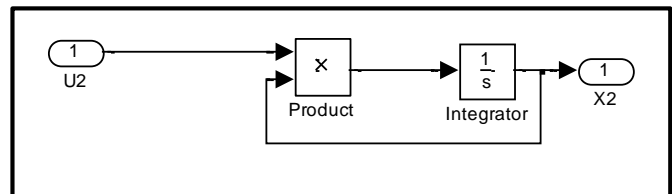


Figure IV-11 Bloc de simulation d'équation III-11

$$\frac{dS_1}{dt} = -K_1 \mu_1(S_1) X_1$$

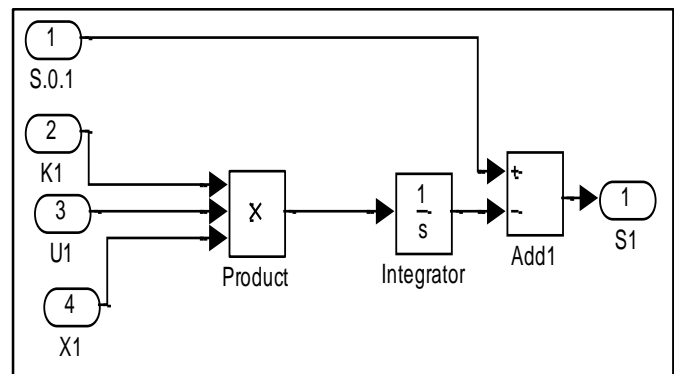


Figure IV-12 Bloc de simulation d'équation III-12

$$\frac{dS_2}{dt} = K_2 \cdot \mu_1(S_1) \cdot X_1 - K_3 \cdot \mu_2(S_2) \cdot X_2$$

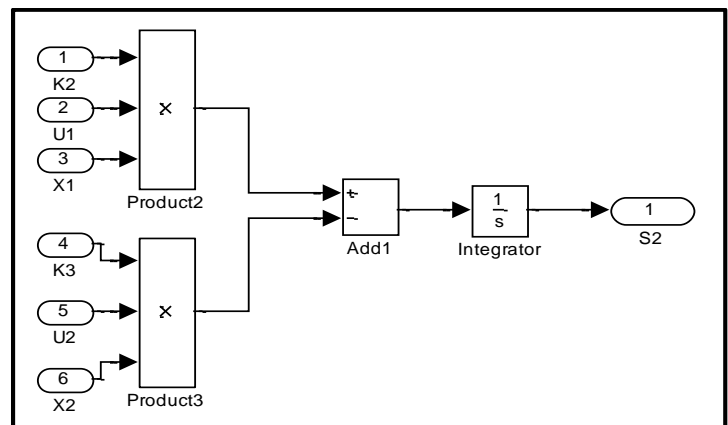


Figure IV-13 Bloc de simulation d'équation III-13

$$G(\text{Méthane}) = K_4 \cdot \mu_2(S_2) \cdot X_2$$

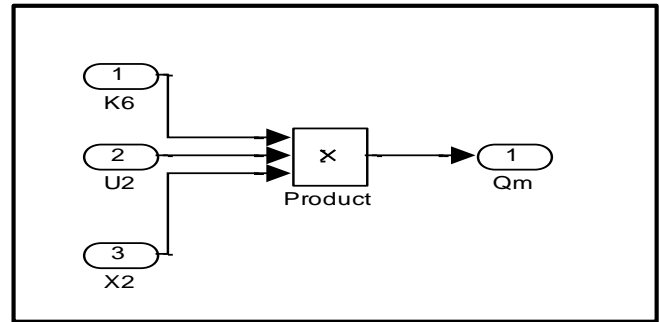


Figure IV-14 Bloc de simulation d'équation III-14

$$\mu_1(S_1) = \mu_{1max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}}$$

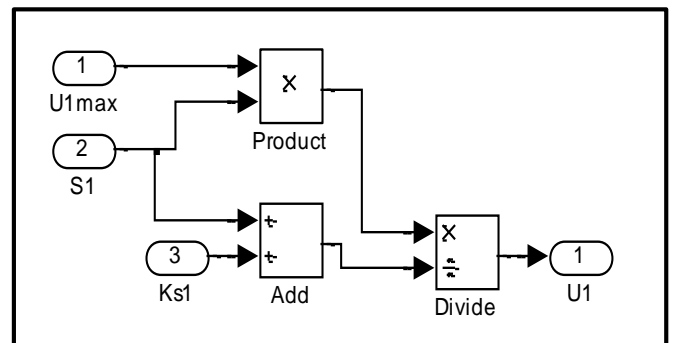


Figure IV-15 Bloc de simulation d'équation III-15

$$\mu_2(S_2) = \mu_{2max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{i2}}}$$

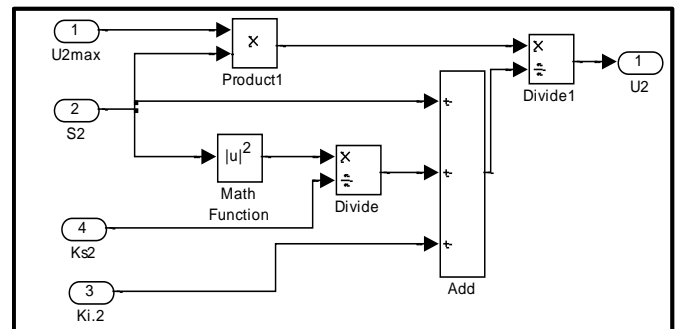


Figure IV-16 Bloc de simulation d'équation III-16

Pour éviter d'encombrer le schéma final, nous avons regroupé chacune des blocs précédents en sous-systèmes (subsysteme) exemple voir (fig.IV-17)

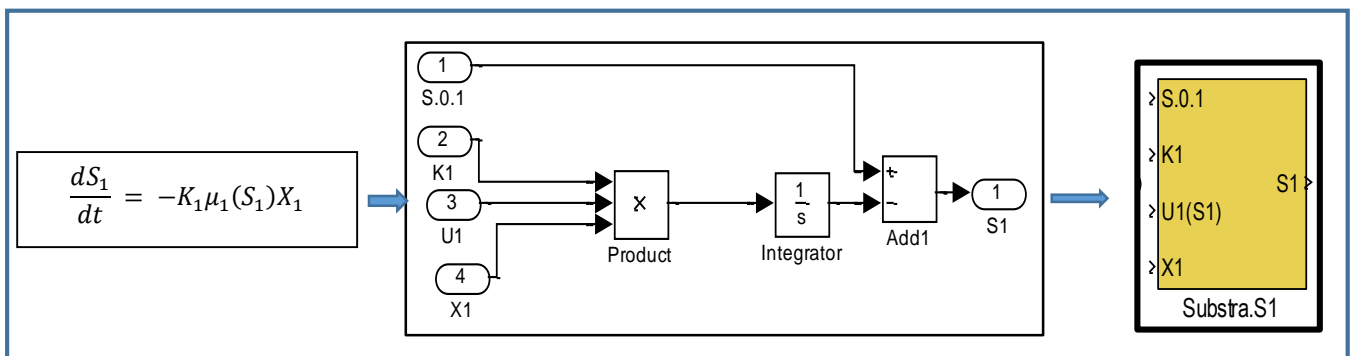


Figure IV-17: Exemple: (Subsysteme) de l'équation (III-12)

Ainsi pour chaque constant ou coefficient des paramètres suivants : ($S_{01}, \mu_{1max}, \mu_{2max}, K_{S1}, K_{S2}, K_{i2}, K_1, K_2, K_3$ et K_4), nous avons attribué une entrée, et en fin pour les sorties des scopes, pour visualiser les réponses ($S_1, \mu_1, \mu_2, S_2, X_1, X_2, G_M, G_{M,cumulé}$ et DCO) et un scope en plus, qui englobe toutes les réponses précédentes (figure IV-18)

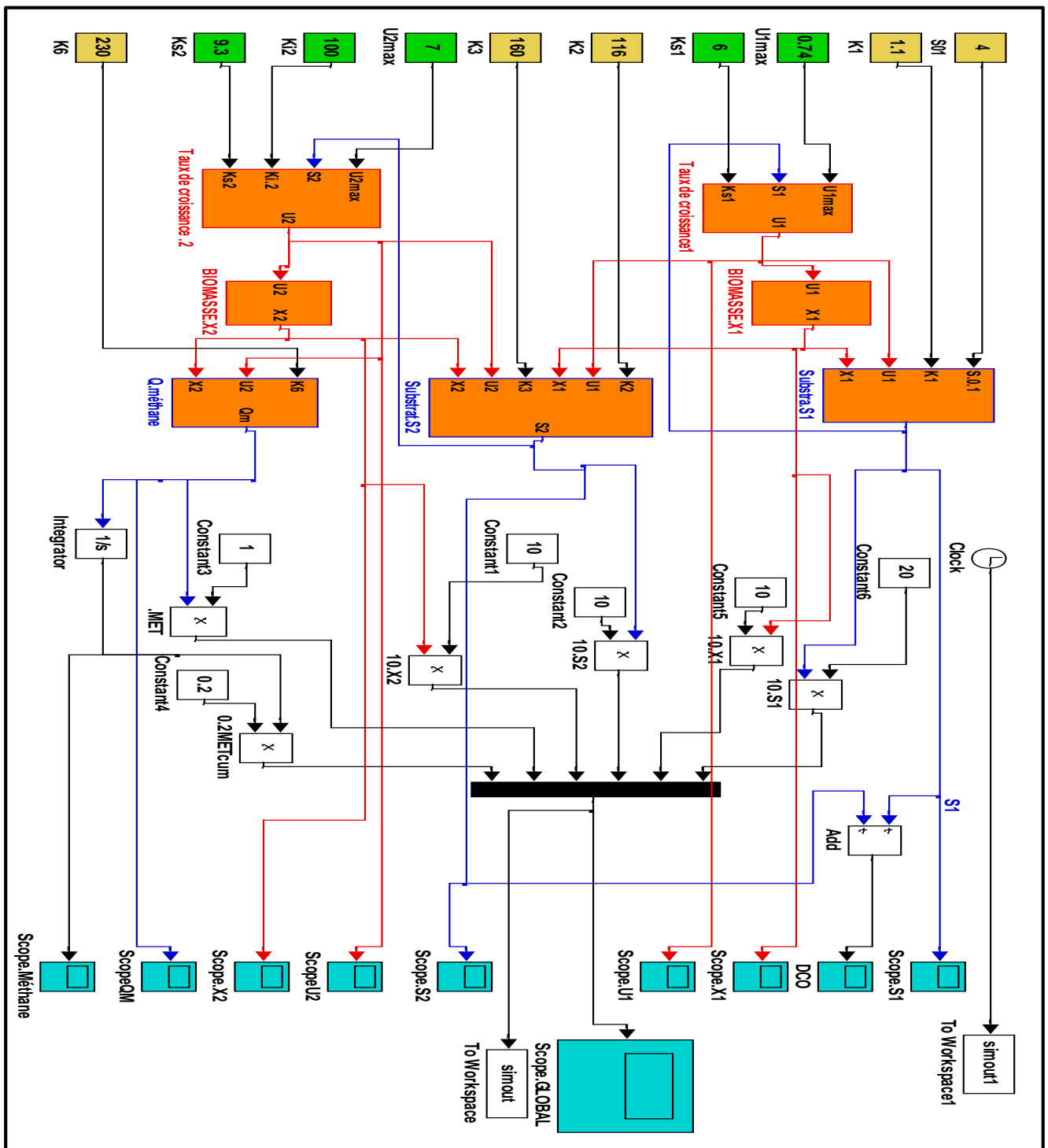


Figure IV-18: Capture d'écran schéma de la simulation proposé modèle A

Les figures (IV-19; IV-20 ; IV-21 ; IV-22 ; IV-23 ; IV- 24 ; IV-25 ; IV-26 et IV-27) représentent une capture d'écran des scopes sur lesquelles on peut visualiser les courbes d'évolutions temporel de (S_1 ,DCO, X_1 , μ_1 S_2 , μ_2 , X_2 ,QM et $G_{M,cumulé}$) pour une charge de 6g de substrat et 4g de Co-substrat

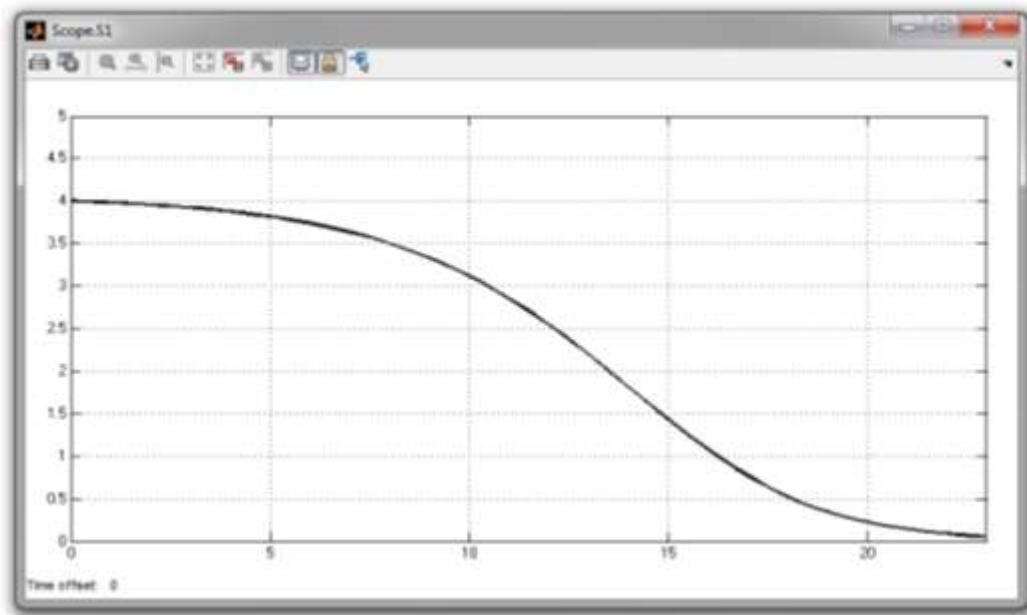


Figure IV-19 : Variation de S1 en fonction de temps

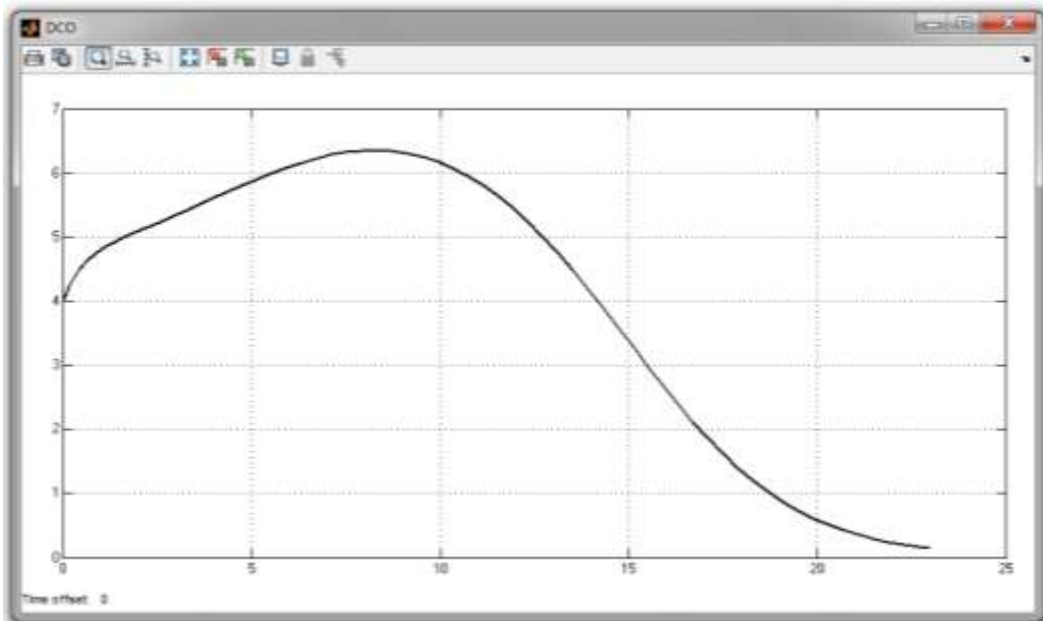


Figure IV-20 . Variation de DCO en fonction de temps

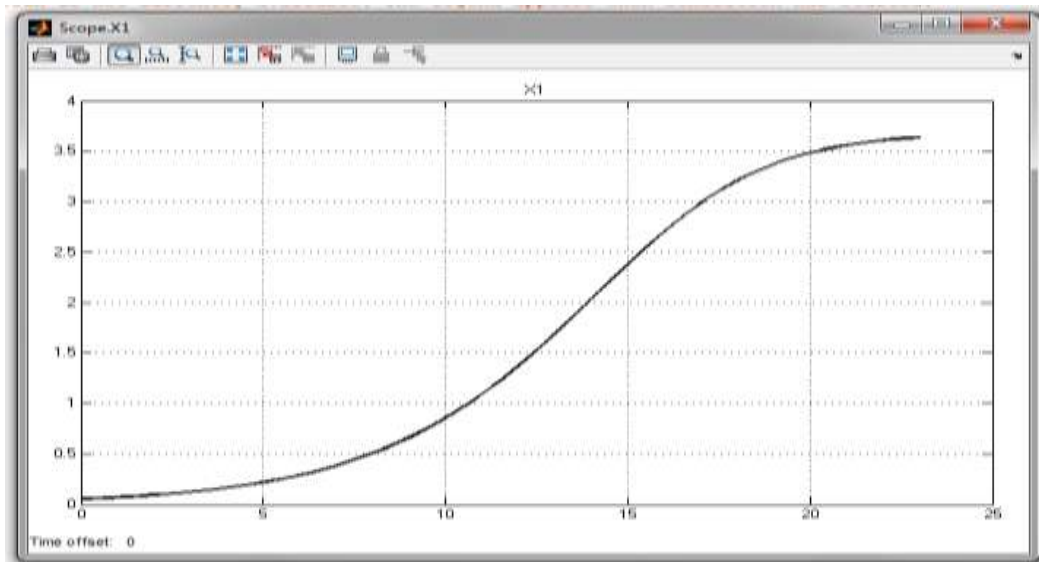


Figure IV-21 : Variation de X_1 en fonction de temps

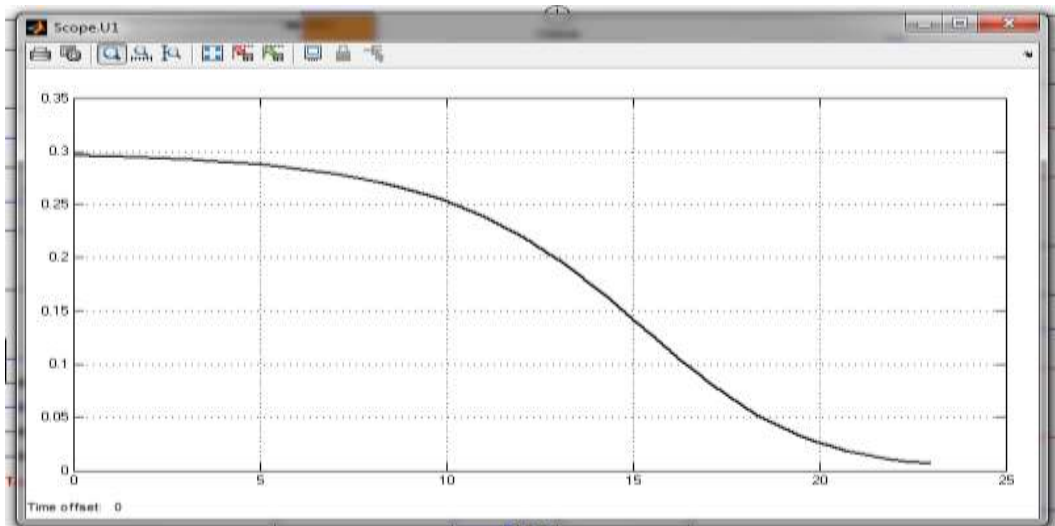


Figure IV-22 Variation de μ_1 en fonction de temps

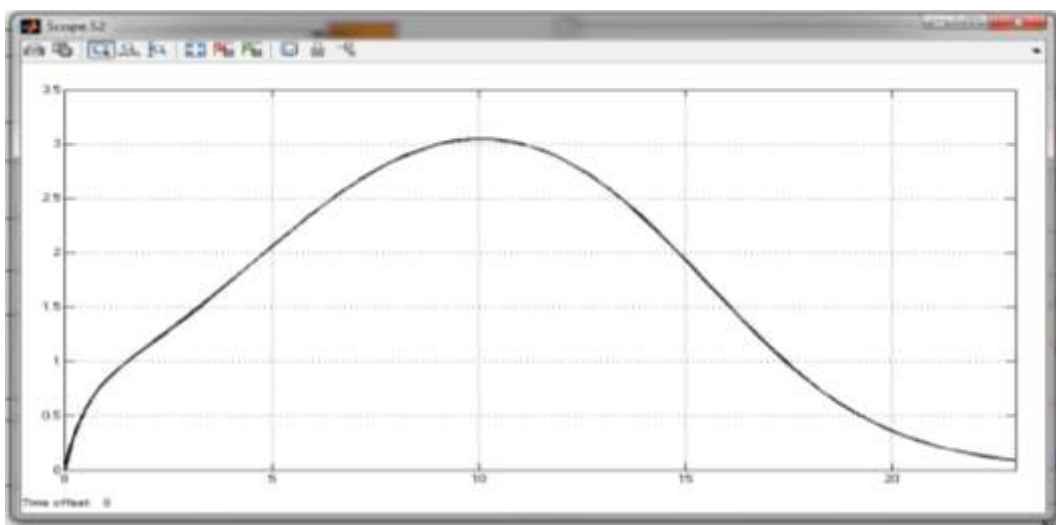


Figure IV-23 Variation de S_2 en fonction de temps

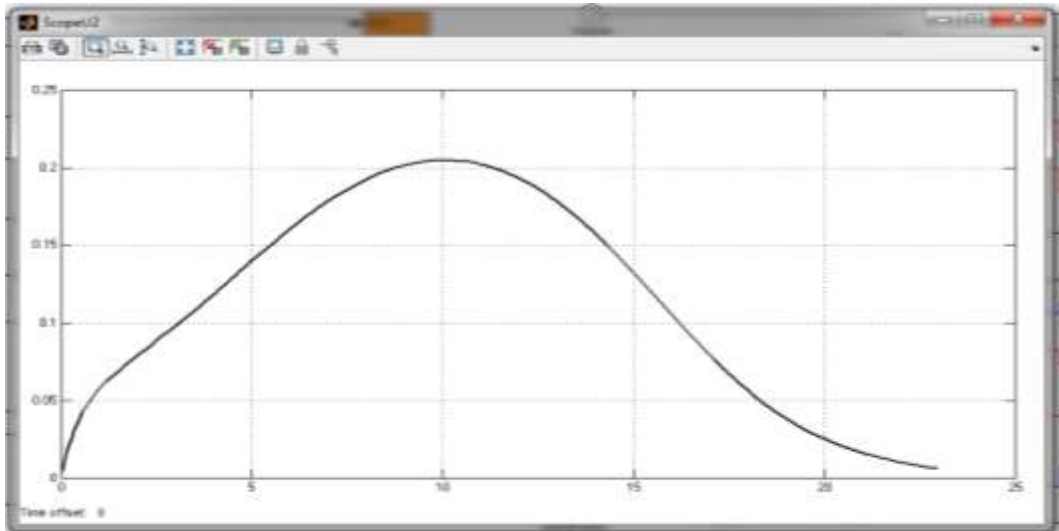


Figure IV-24. Variation de μ_2 en fonction de temps

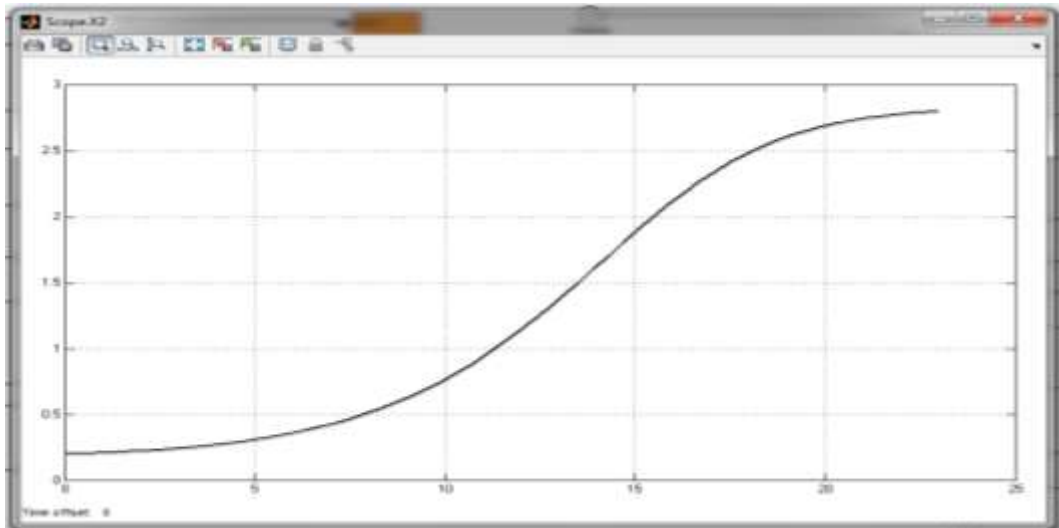


Figure IV-25. Variation de X_2 en fonction de temps

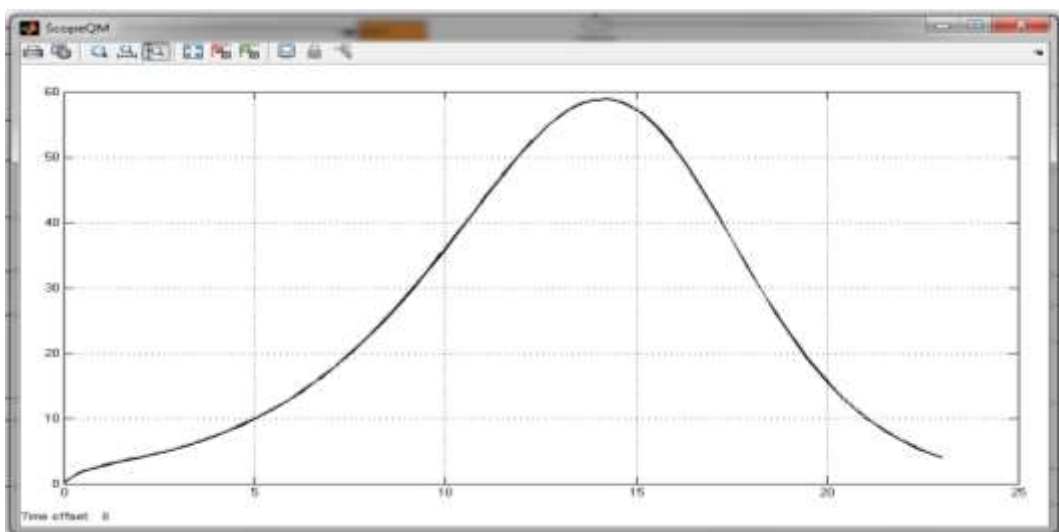


Figure IV-26. Variation de QM en fonction de temps

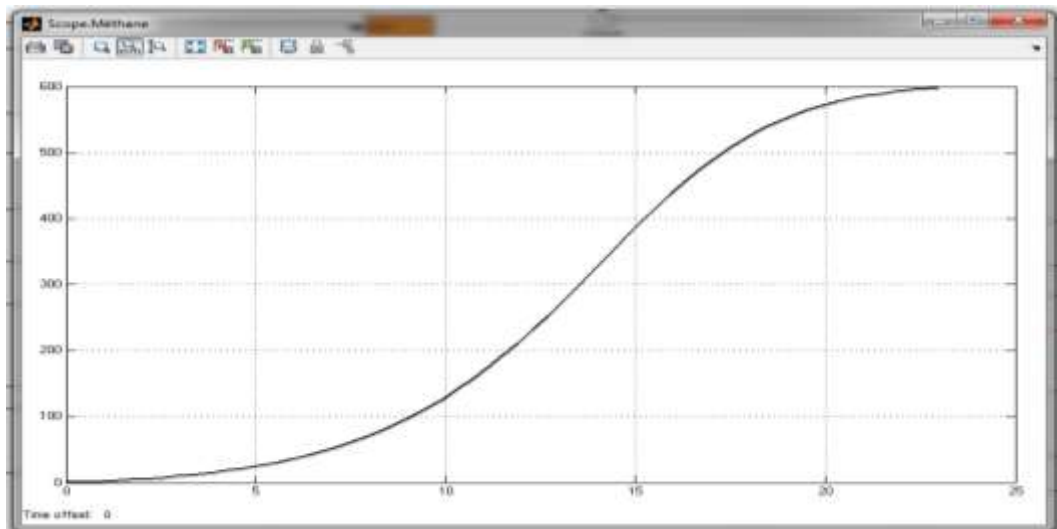


Figure IV-27. Variation de G en fonction de temps

La figure IV-28 représente une capture d'écran de scope global sur laquelle on peut visualiser les courbes d'évolutions temporel de (S_1, S_2, X_1, X_2, Q_M et G_M) pour une charge de 6g de substrat et 4g de Co-substrat.

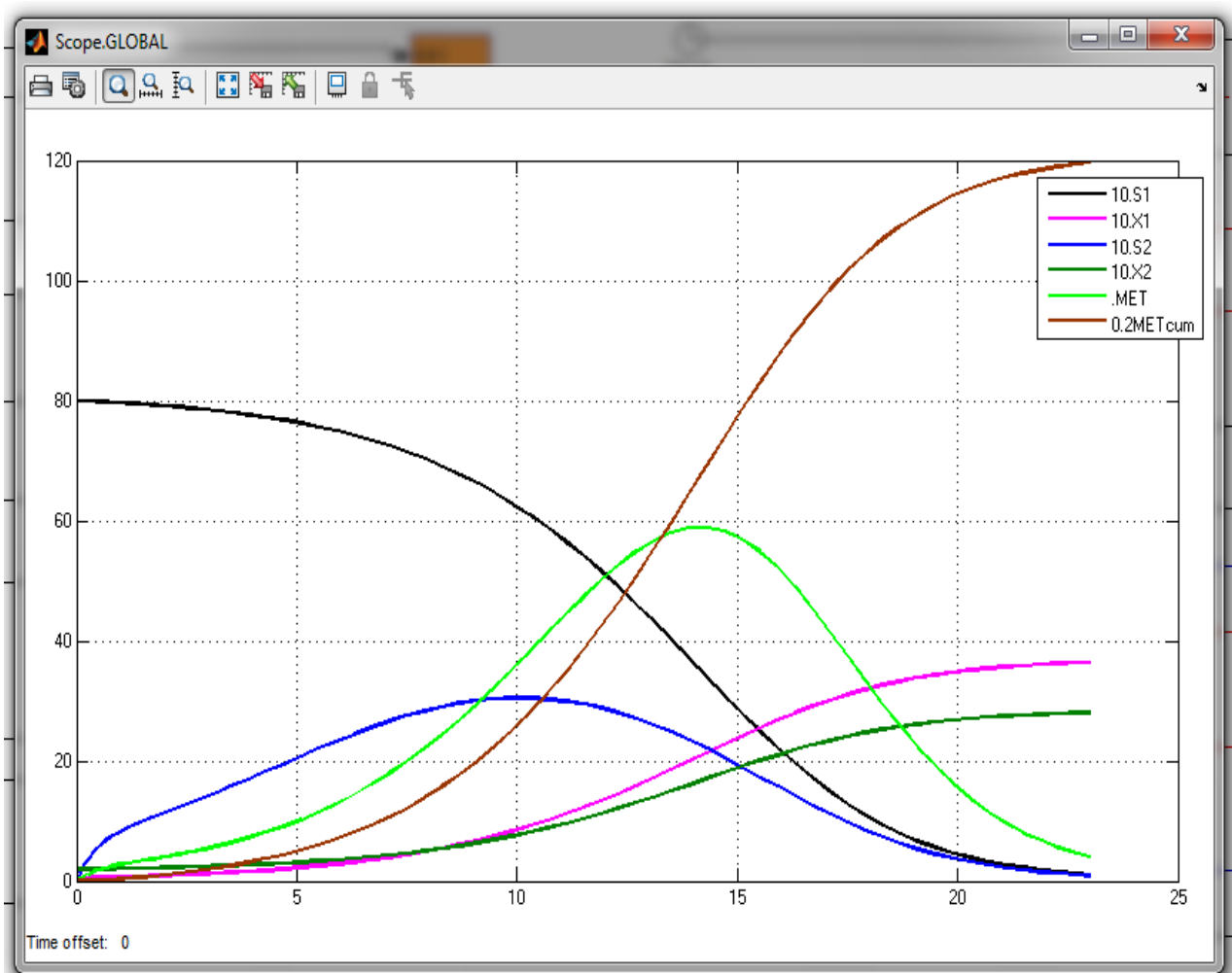


Figure IV-28 Capture d'écran Scope globale « 6g de substrat et 4g de Co-substrat ».

Pendant la manipulation de ce modèle, nous avons remarqué que la forme des courbes change avec le changement de la charge, ainsi qu'avec le changement des paramètres, ce qui nous a aidés d'approfondir nos connaissances sur l'évolution de processus, et de connaître l'effet de chaque paramètre sur les performances du processus en générale. Mais comme notre objectif principal c'est la production d'une énergie renouvelable, pour cette raison l'application de ce modèle sera restreinte et utilisé seulement pour décrire et prédire la production du méthane.

Les résultats de simulation de volume cumulé de Méthane des quatre réacteurs sont représentés par les figures (IV-29, IV-30, IV-31 et IV-32).

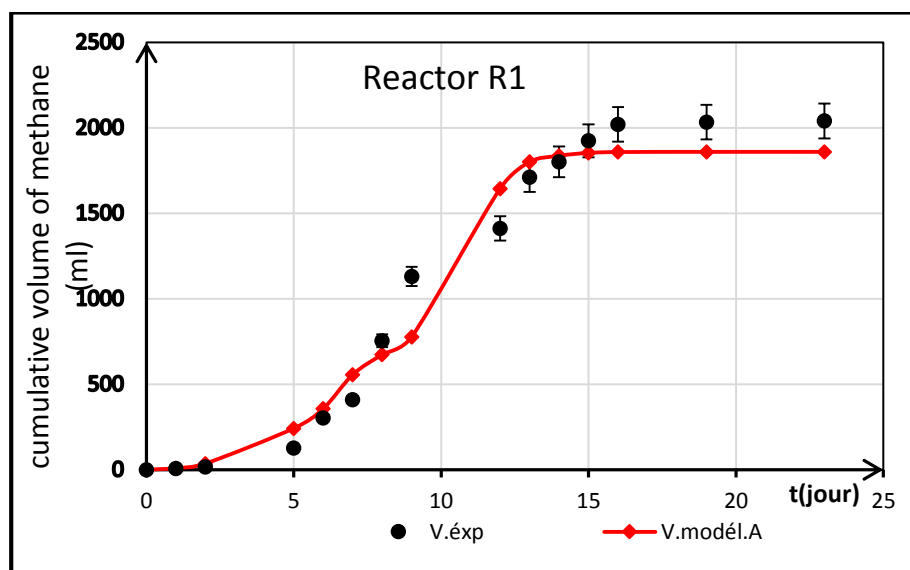


Figure IV-29. Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R1

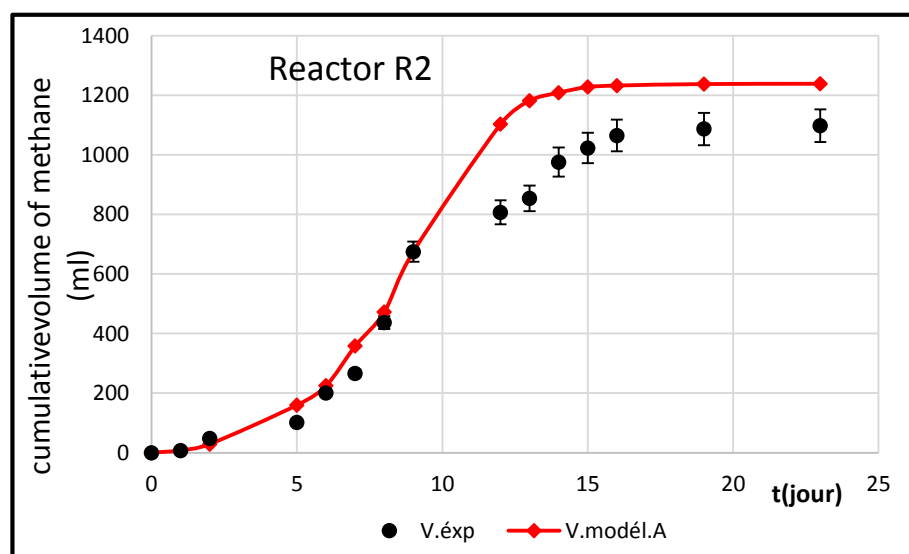


Figure IV-30 : Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R2

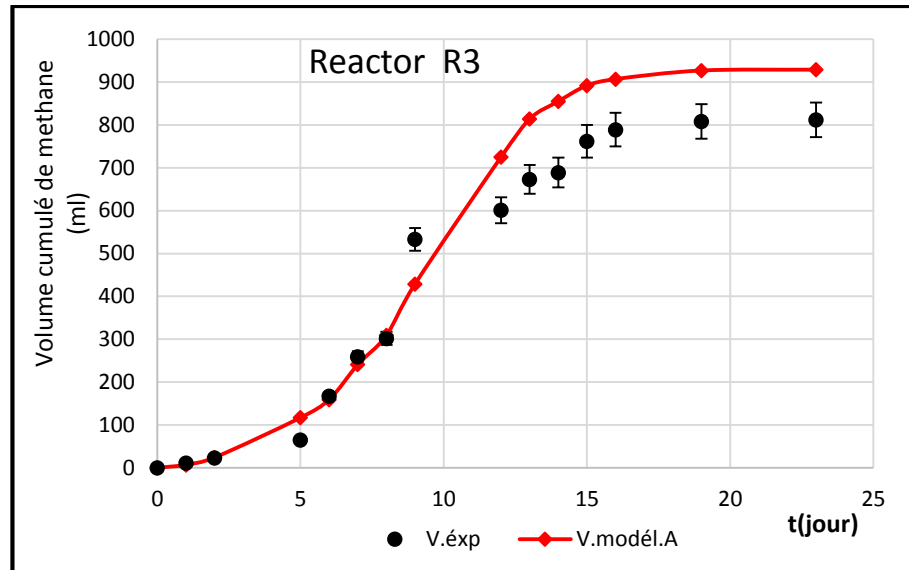


Figure IV-31 : Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R3

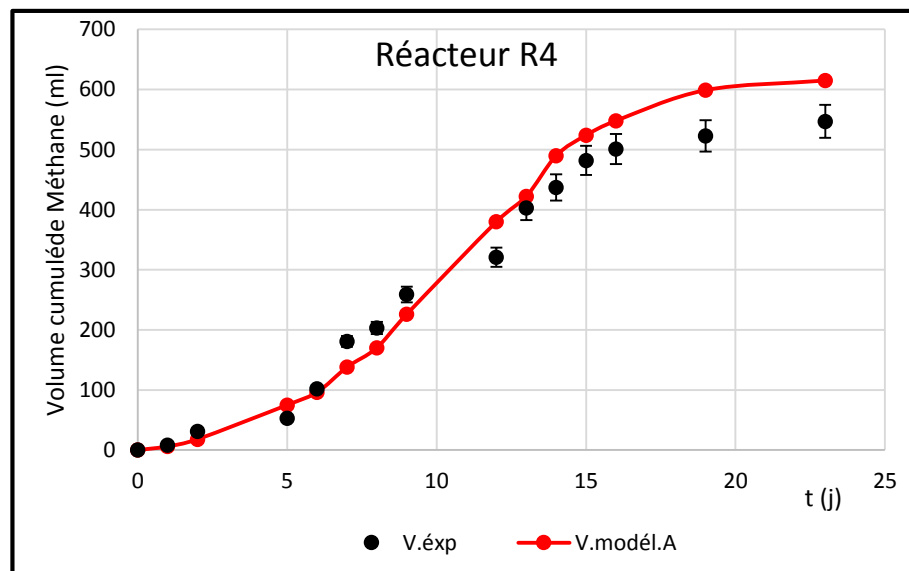


Figure IV-32 : Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R4

D'après les figures (IV-29, IV-30, IV-31 et IV-32) les résultats de simulation pour les quatre réacteurs sont très acceptables en général. Pour confirmer cette remarque et on déduit le domaine de confiance de ce modèle, on représente sur le même graphique toutes les points représentatifs des couples (volume simulé ; volume expérimental) de l'ensemble des réacteurs, puis on trace les frontières de la bande d'erreur afin de déterminer le domaine de confiance

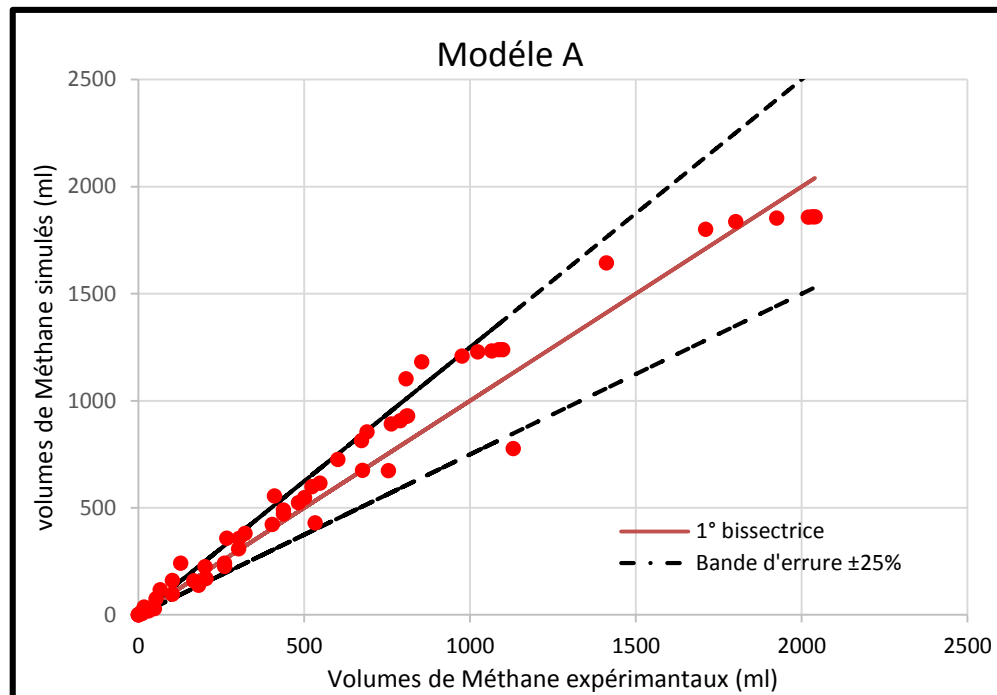


Figure IV-33 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 25\%$ Modèle A

D'après la figure (IV-33), parmi les soixante points figuratifs, seulement Cinq points hors de la bande d'erreurs et le reste soit sur les frontières ou à l'intérieur de la bande d'erreur ce qui justifié bien que le modèle proposée décrire la production du méthane presque à 75% dans l'intervalle d'étude ($1 \leq RCD \leq 3$ et $4 \text{ g/L} \leq MV \leq 12 \text{ g/L}$).

IV.2.2- Simulation par le modèle B :

Dans cette partie on a utilisé Matlab Simulink afin de simuler le volume cumulé de méthane par le modèle B, nous avons construit un bloc qui représente l'équation (III-20), puis pour chaque relation des relations figurantes dans le système (III-21) un bloc sous forme d'une fonction, et enfin, deux entrées, l'une pour le ratio substrat/Co-substrat (RCD) et l'autre pour la matière volatile (MV) et une sortie représentée par un scope pour simuler le volume totale cumulé de Méthane (G). L'implémentation de différentes relations dans Matlab simulink se traduit par le schéma (figure.IV-34).

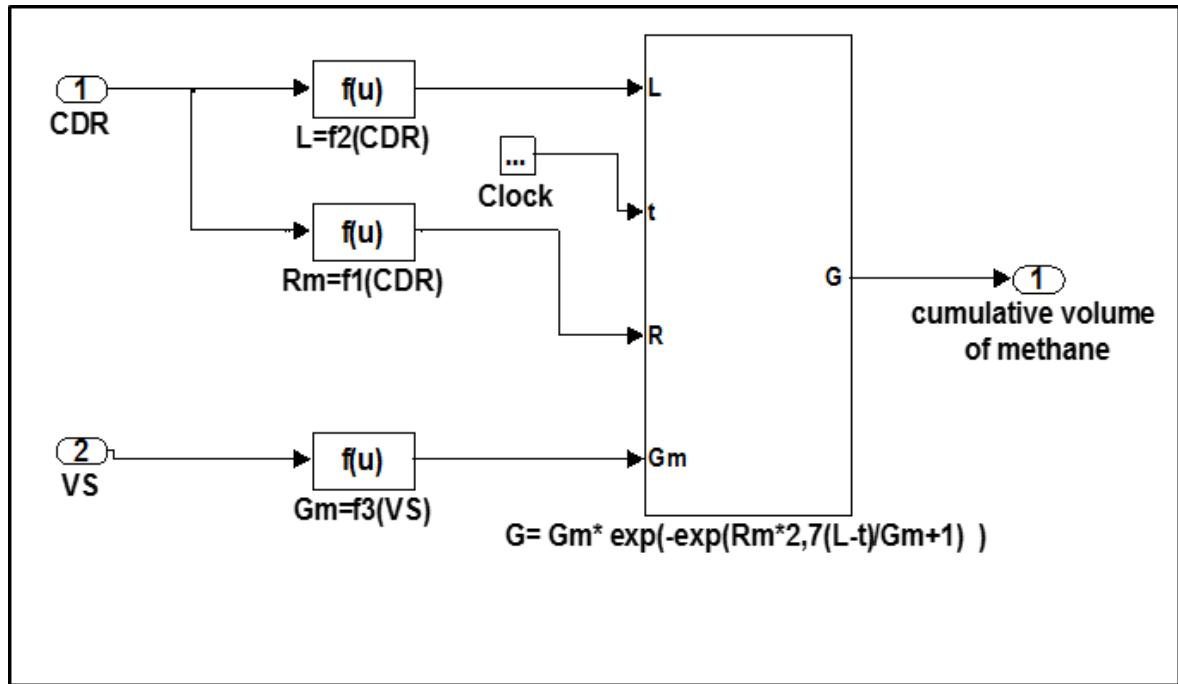


Figure IV-34 : Bloc de simulation Modèle B

En utilisant la fonction (subystème) du Matlab simulink, on obtient la représentation simplifiée suivante (figure IV-35).

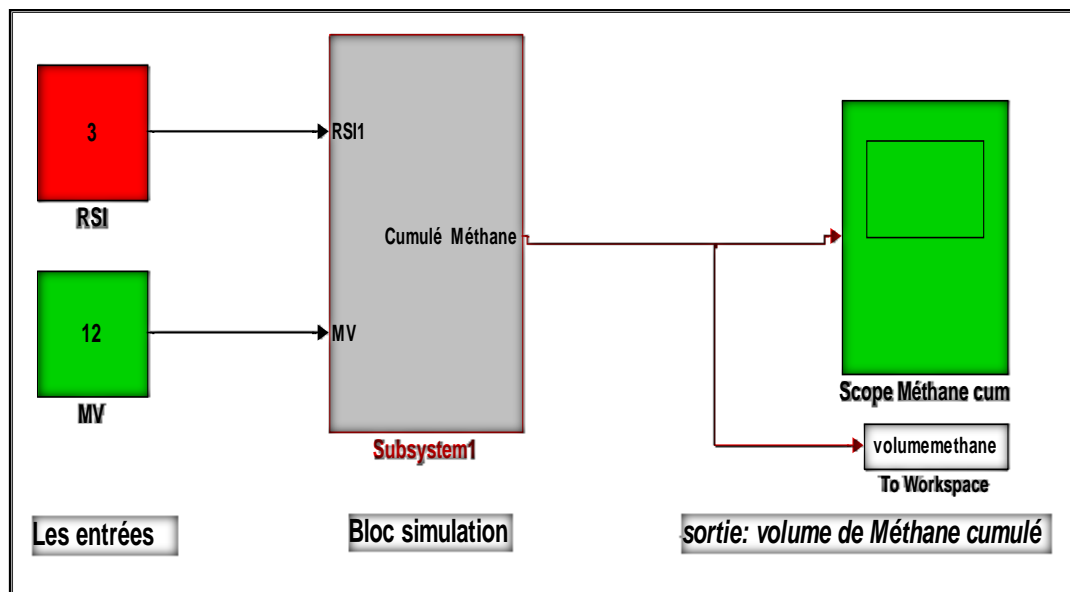


Figure IV-35 : Capture d'écran schéma globale de la simulation Model B.

Il nous reste qu'à déterminer les paramètres (G_m , R_m et L), établir l'ensemble des relations (III-21) et prouver la concordance entre les résultats de simulation et les résultats expérimentaux.

IV.2.2.1 -Détermination des paramètres G_m , R_m et L

Les paramètres : R_m et L (vitesse maximale de production de Méthane et le temps de latence successivement) pour chaque RCD (ratio substrat/CO-substrat) ont été estimés à l'aide de la fonction « solveur de Microsoft Excelle 2013 » en minimisant la somme du carré de différences entre valeurs expérimentales et valeurs théoriques associées aux modèle. « Application de l'équation de Gompertz (II-20) ». Le volume maximal G_m est pris égal à la valeur de l'ordonnée de dernier point du volume cumulé expérimentale.

Les valeurs obtenues sont consignées dans le tableau suivant (tableau IV-2).

Tableau- IV-2: Récapitulation des valeurs de G_m , R_m et L pour chaque réacteur

Réacteur	R1	R2	R3	R4
RCD: Ratio (Substrat/Co-substrat)	3	2	1,5	1
G_m : Volume maximal total (ml)	2030	957	812	480
R_m : Vitesse maximale (ml/j)	263,84	118,43	98,95	47,69
L : temps de latence (j)	5,05	4,31	4,28	3,86

IV.2.2.2 - Comparaison entre volume expérimentale et modélisé par l'équation de Gompertz

En représentant sur le même graphique les volumes expérimentaux et les volumes modélisés (fig. IV-36, IV-37, IV-38 et IV-39), pour confirmer le bon choix de l'équation de Gompertz afin de modéliser le volume cumulé de Méthane.

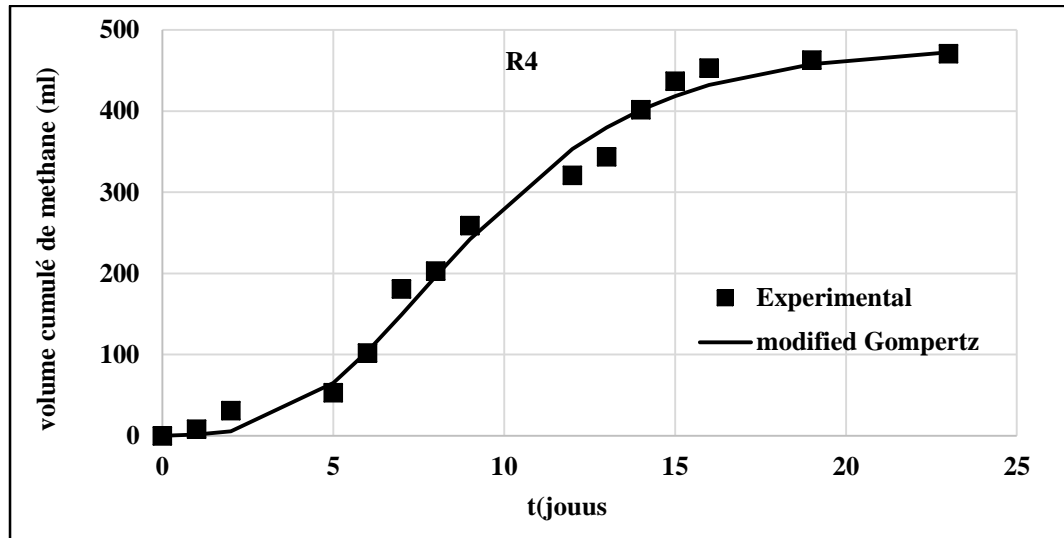


Figure IV-36: Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R4)

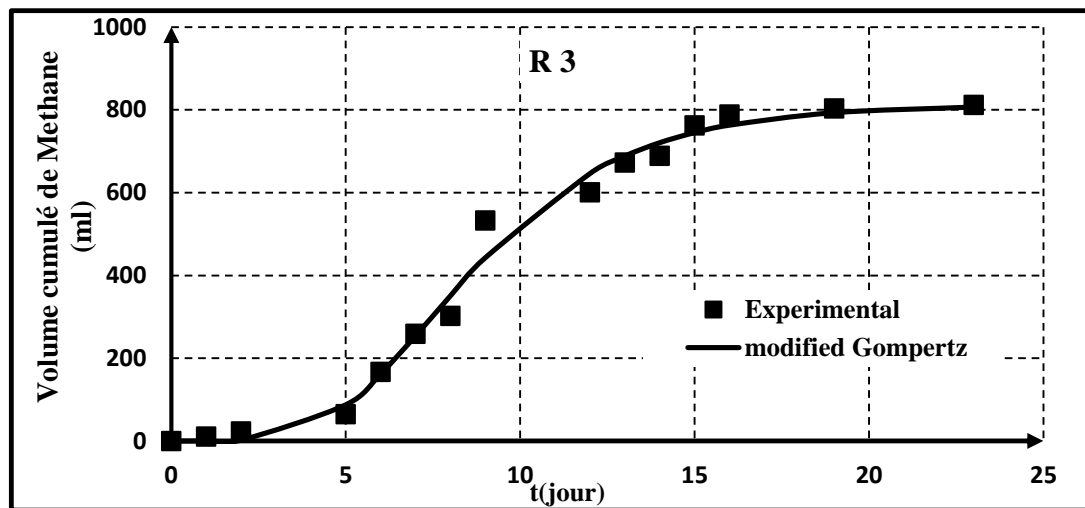


Figure IV-37 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R3)

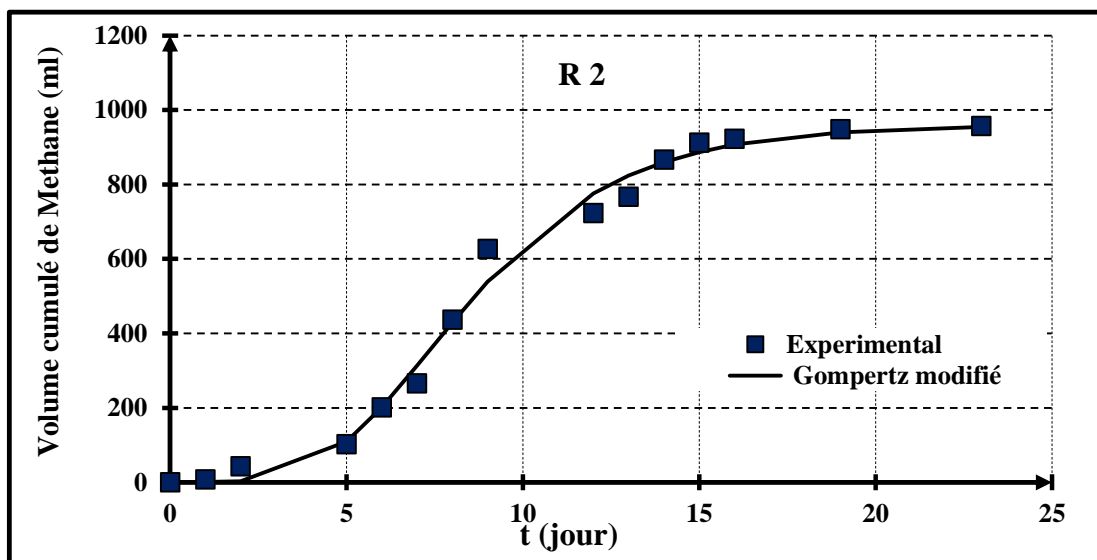


Figure IV-38 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R2).

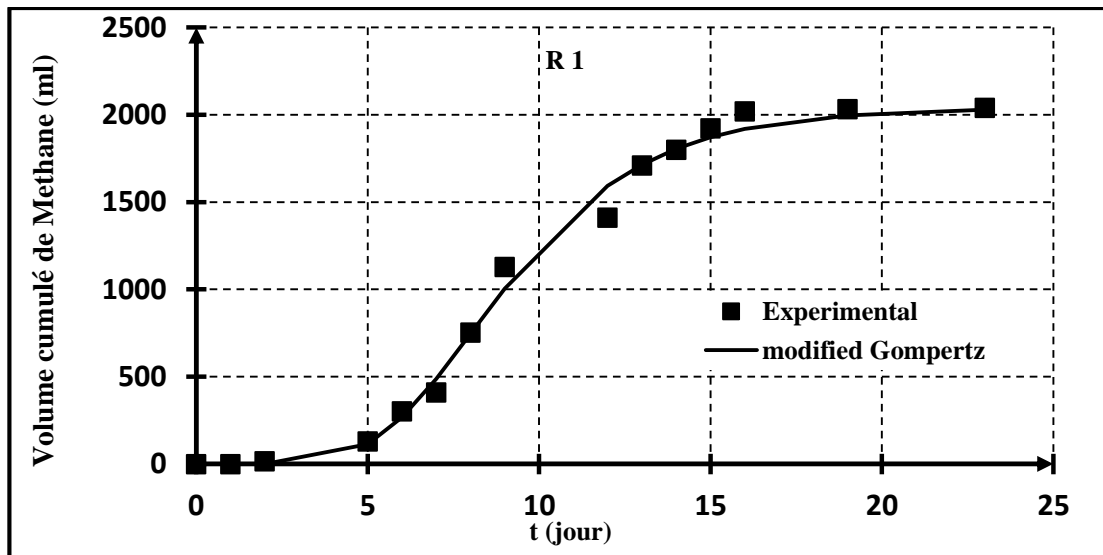


Figure IV-39 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R1)

Pour les quatre réacteurs les volumes expérimentaux et les volumes calculés sont en parfaite harmonie, ce qui justifier, que l'équation proposée est adéquate pour modéliser la production du Méthane.

IV.2.2.3 –Dédution des relations reliant RCD, R_m , L, G_m et MV

Les relations reliant le ratio substrat/ Co-substrat (RCD) et les paramètres R_m et L. Ainsi la relation entre la matière volatile (MV) et G_m , ont été estimées à l'aide de la courbe de tendance d'Excel en cherchant le meilleur coefficient de détermination (R^2). Puis en utilise la fonction solveur d'Excel pour calculer les valeurs les plus cohérentes des coefficients en minimisant la somme des carrés de différences entre la valeur calculée et la valeur expérimentale.

Les figures (IV-40, IV-41 et IV-42) représentent les résultats obtenues.

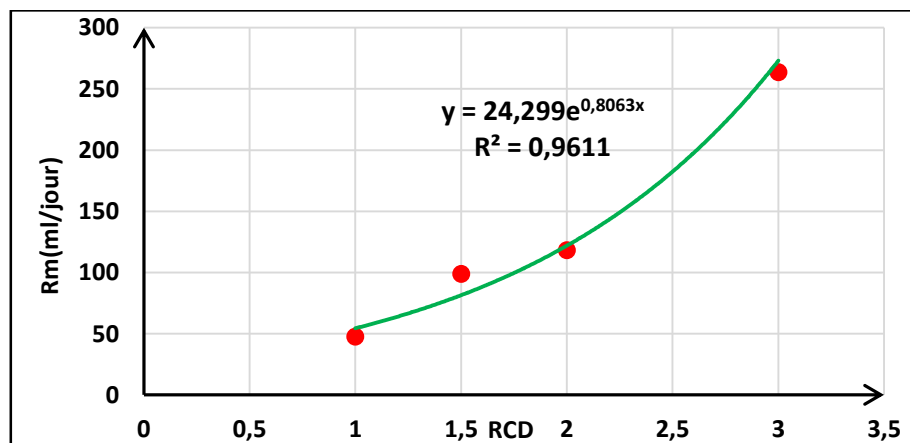
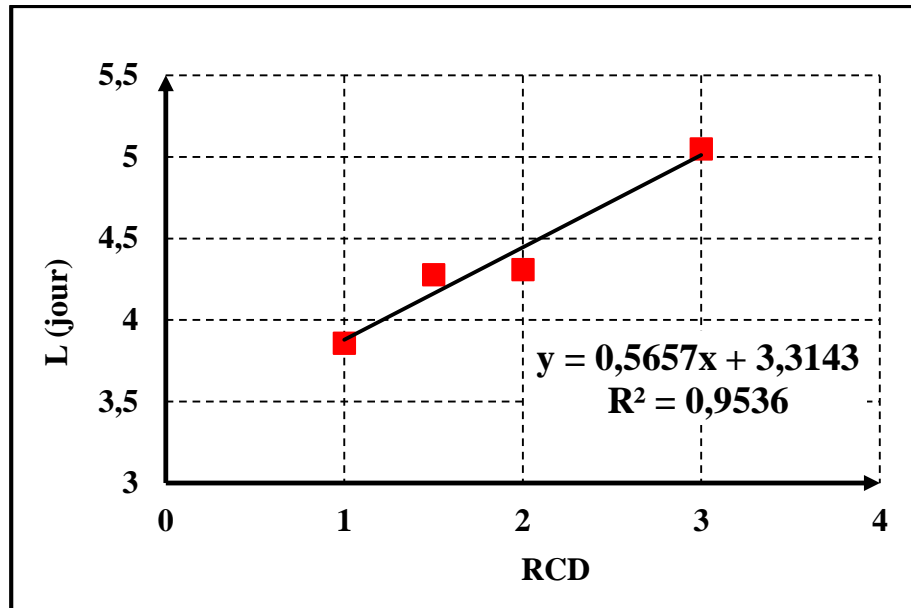
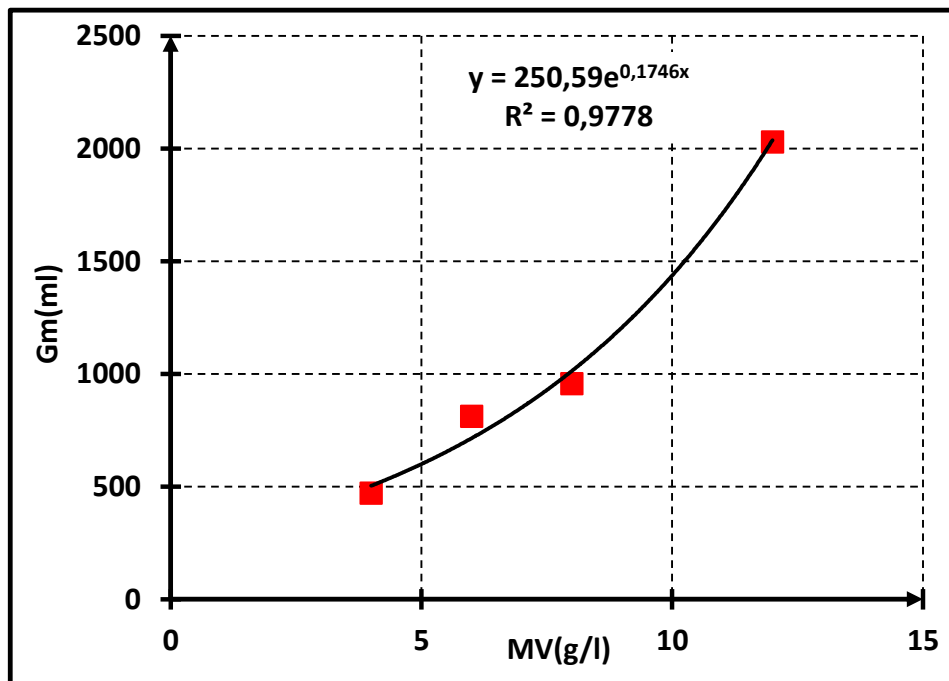


Figure IV-40 : R_m en fonction de (RCD)

Figure IV-41 : L en fonction de (RCD)Figure IV-42 : G_m en fonction de (MV)

Résumé des résultats obtenus.

$$R_m = f_1(RCD) = 24,299 * \exp(0,8063 * RCD) \quad \text{avec} \quad R^2 = 0,96$$

$$L = f_2(RCD) = 0,566 * RCD + 3,314 \quad \text{avec} \quad R^2 = 0,95$$

$$G_m = f_3([MV]_0) = 250,590 * \exp(0,1746 * MV) \quad \text{avec} \quad R^2 = 0,98$$

Une fois l'établissement des relations et la détermination des paramètres sont achevés, la simulation sera prête à être exécutée.

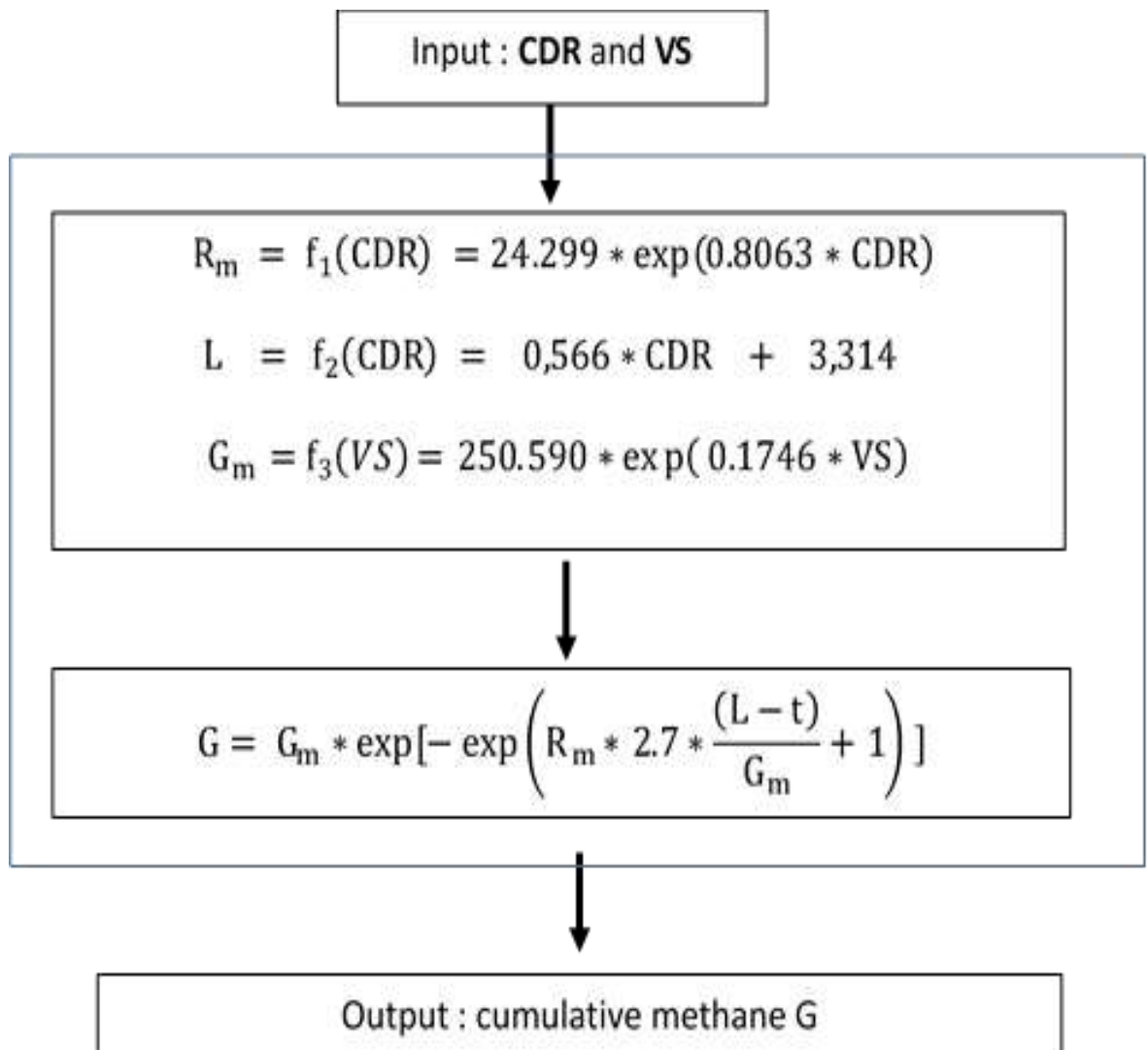


Figure IV-43 : Étapes de création du diagramme

IV.2.2.4 -Résultats de simulation Modèle B

Dans cette partie nous représentons les résultats de simulation (Modèle B) pour chaque réacteur accouplés avec les résultats expérimentaux. Les figures suivantes (IV-43, IV-44, IV-45 et IV-46) représentent les réponses générées par la simulation Modèle B, avec les résultats expérimentaux.

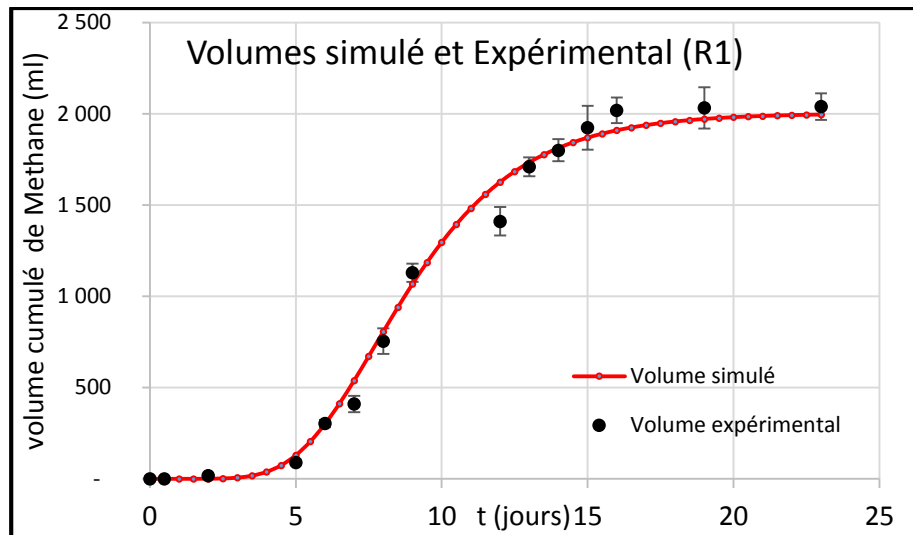


Figure IV-44 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 1)

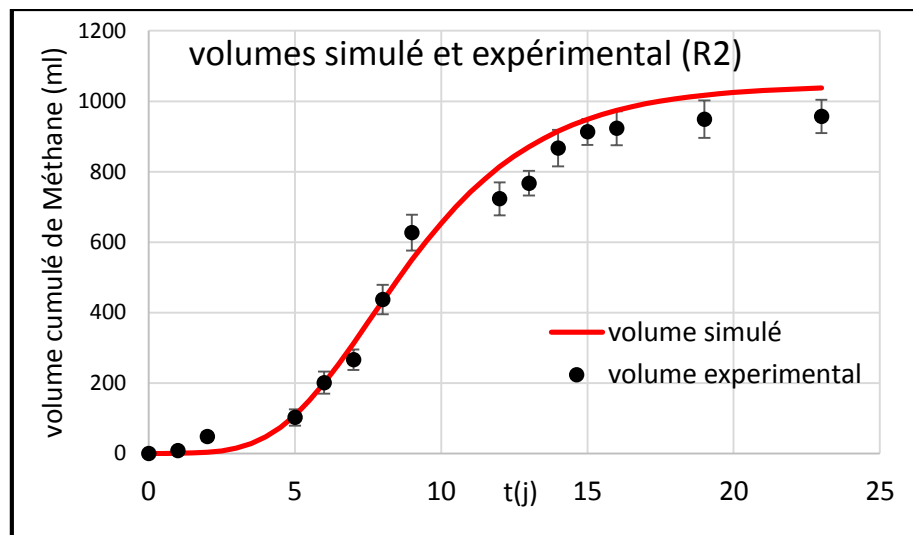


Figure IV-45 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 2)

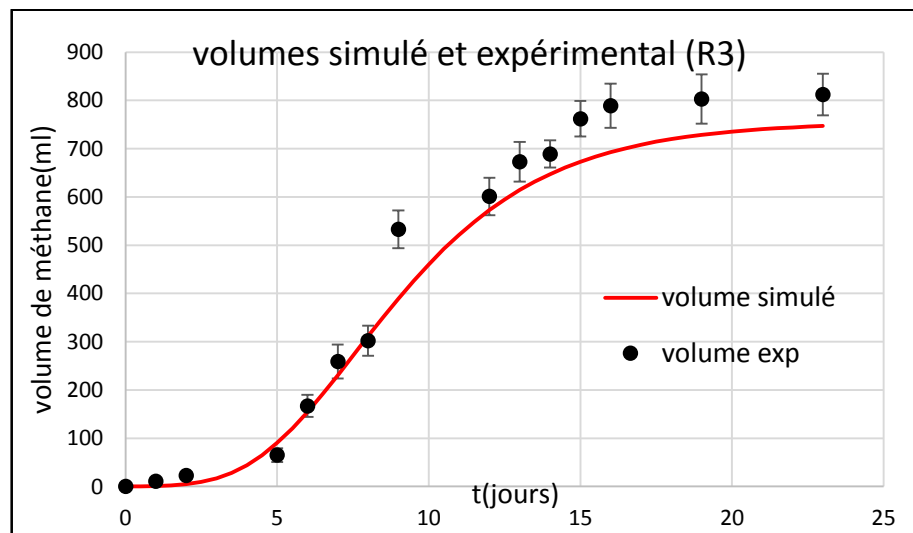


Figure IV-46 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 3)

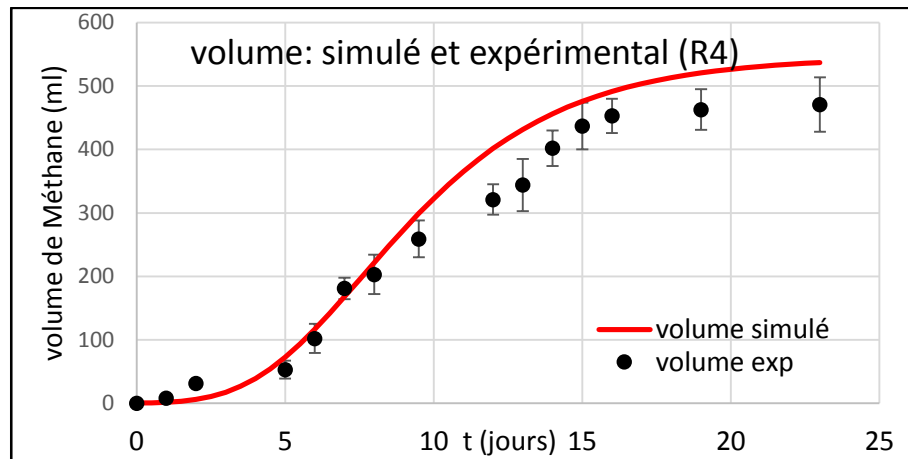


Figure IV-47 : Volume simulé et expérimental de Méthane (R 4)

D'après les figures (IV-43, IV-44, IV-45 et IV-46). Les résultats de simulation pour les quatre réacteurs est acceptables en général. Pour confirmer cette remarque et de plus on déduit le domaine de validité de ce modèle, on représente sur le même graphique toutes les points représentatifs des couples volume (simulé ; expérimental) de l'ensemble des réacteurs, puis on trace les frontières de la bande d'erreur afin de déterminer le domaine de confiance de ce modèle (figure IV-47).

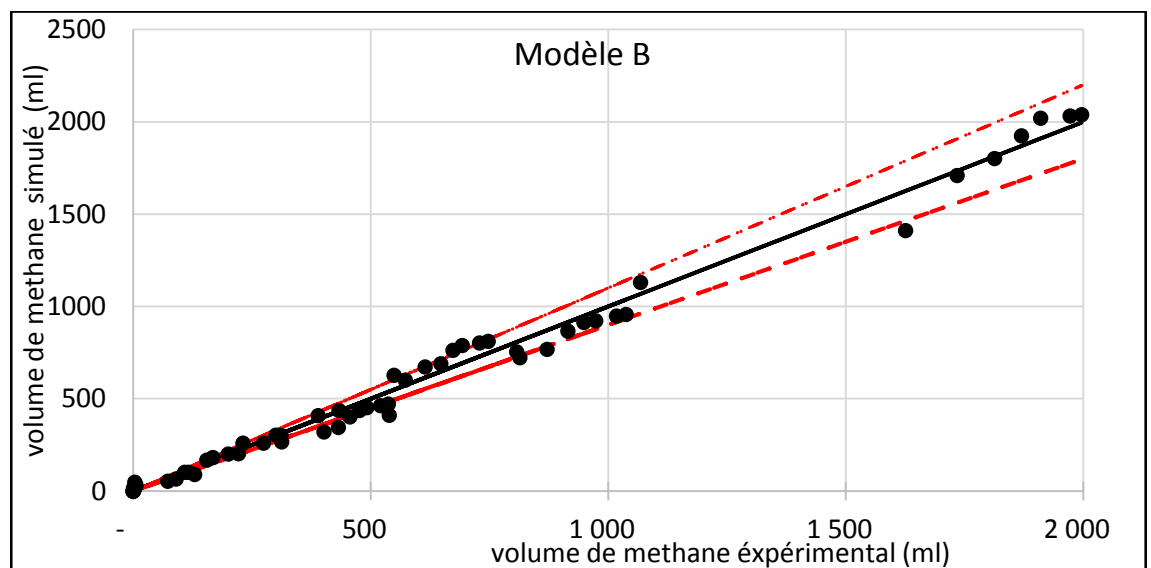


Figure IV-48 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 10\%$ Modèle B

Parmi les soixante points figuratifs, seulement Cinq points hors de la bande d'erreurs et le reste soit sur les frontières ou à l'intérieur de la bande d'erreur, de plus L'analyse de la variance (ANOVA) entre les résultats expérimentaux et de modélisation a montré qu'il n'y a pas de différence statistiquement significative,

avec un niveau de signification de 0,05, ce qui justifié bien que le modèle proposée décrire la production du méthane presque à 86%

IV-2-2-5- comparaison de deux modèles

Un modèle peut être développé pour des fins très diverses. Il peut servir à reproduire ou à expliquer un comportement observé, à prédire un comportement, contrôler un système. Un modèle n'est cependant utile que s'il permet de répondre aux questions que l'on se pose à propos du processus étudié. Un modèle se caractérise également par un domaine de validité pour lequel l'accord entre les valeurs de sorties du modèle et les mesures, est satisfaisant au regard des objectifs que l'on s'est fixés. Ceci explique pourquoi, parmi l'infinité de modèles valides possibles, un modèle pourra être préféré aux autres, car il apportera des réponses aux questions posées.

L'objectif principal de notre travail c'est l'expérimentation et la simulation de la production d'une énergie renouvelable. Donc la comparaison entre les deux modèles sera basée principalement sur la simulation de la production du Méthane.

Tableau- IV-3 ; Comparaison entre le Modèle A et le Modèle B

	Modèle A	Modèle B
Processus.	2	1
	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Acidogenèse ; ▪ Méthanogenèse. 	Méthanogenèse
Biomasses.	2	1
Réactions	2	1
Paramètres	13	2
Sorties	8	1
	75%	86%

D'après le tableau IV-3, le Modèle A est plus général, il avait des avantages sur le niveau des sorties (8 sorties). Mais en revanche, il nécessite l'utilisation de

nombreux paramètres (13 paramètres) et son domaine de validité pour décrire l'évolution de volume cumulé de Méthane est de 75% seulement.

Le Modèle B est très simple avec deux entrées et une seule sortie, mais il décrit l'évolution de volume cumulé de Méthane qui est notre objectif principal à 86% presque. Donc malgré sa simplicité il est très adaptable pour la simulation de la production du Méthane dans le domaine de notre étude « une charge constituée de déchet de cuisine comme substrat et la bouse de vache comme inoculum et Co-substrat, avec des charges en matière organique ($12g \geq MO \geq 4g$) et le ratio substrat/Co-substrat ($3 \geq RCD \geq 1$) »

Conclusion

Conclusion

Si l'objectif principal de notre travail était : L'expérimentation et la modélisation des performances d'un méthaniser pour la production d'une énergie renouvelable, notre objectif global était aussi d'approfondir nos connaissances relatives au procédés de digestion anaérobie en général, maîtriser les méthodes expérimentales de déterminations des paramètres régissant la digestion anaérobie, les différents approches de simulation de bio-méthanisation et l'utilisation de Matlab Simulink afin de simuler les deux modèles proposés, en se focalisant sur trois axes :

A)-Une étude bibliographique de la digestion anaérobie et de la modélisation de ce procédé.

Dans un premier temps nous avons effectué une étude bibliographique de manière à comprendre le procédé. D'après cette étude bibliographique, on peut dire que, la digestion anaérobie est un procédé naturel de transformation de la matière organique par des bactéries en absence d'oxygène, se produit en quatre étapes principales, l'hydrolyse, l'acidogenèse, l'acétogenèse et enfin la méthanogenèse. Plusieurs facteurs peuvent influencer sur l'évolution de ce procédé, citons entre autres, la température, le pH, la teneur en eau, les métaux lourds la nature du substrat. Comme il existe plusieurs indicateurs qui nous a aidés à prévoir un bon fonctionnement de digesteur, une valeur de pH alentour de 7, un rapport entre les AGV et TAC inférieur 0,5, une composition du biogaz supérieur à 45% en Méthane pour assurer l'inflammabilité de ce biogaz.

La co-digestion est une fermentation anaérobie de l'association de deux ou plusieurs déchets. Elle fonctionne avec les mêmes principes de base que la méthanisation du mono-substrat. Cette technologie est intéressante pour améliorer les rendements de la digestion anaérobie des déchets en raison des synergies positives établies dans le milieu de digestion

Dans un deuxième temps, nous avons établi un état de l'art de la modélisation en générale et la modélisation de la digestion anaérobie en particulier.

En générale, la simulation c'est une Bonne manière de rassembler systématiquement des données pertinentes, Permet de voir les variables importantes et comment elles sont reliées. La simulation coute moins cher que de faire des expériences elle nous donne un contrôle sur le temps. « Il est possible d'étudier des effets sur des périodes de temps longues ou au contraire et de passer au ralenti certains événements. Le système peut être étudié en temps réel, en temps compressé ou en temps étendu ».

Mais, Les modèles de simulation exigent un nombre considérable de données et de caractéristiques d'entrée qui peuvent être difficiles voire impossible à obtenir. Les modèles de simulation nécessitent une vérification, une calibration et une validation qui, si elles ne sont pas réalisées avec attention, rendent le modèle inutile.

Le développement d'un modèle de simulation exige des connaissances dans un grand nombre de disciplines, y compris la programmation, les probabilités, la prise de décision et l'analyse statistique.

Le modèle de simulation peut être difficile à comprendre pour les personnes qui n'ont pas développé le programme en raison du manque de documentation.

En effet, l'état de l'art montre que la modélisation des procédés de digestion anaérobie, constitue un axe de recherche important puisqu'il permet d'intégrer dans un même outil l'ensemble des connaissances acquises sur le fonctionnement bio-physico-chimique des milieux de digestion (modèle ADM1).

L'aspect modélisation est un outil puissant de simulation dynamique des milieux de digestion qui peut être utilisé dans un large spectre d'applications

- *compréhension de phénomènes complexes ;*
- *détermination de certains paramètres cinétiques difficilement accessible par expérimentation ;*
- *prédiction des cinétiques de dégradation, rendements, évolution dynamique des milieux ;*
- *comparaison rapide de différents paramètres (charge organique, temps de séjour, substrat...).*

Un modèle n'est cependant utile que s'il permet de répondre aux questions que l'on se pose à propos du processus étudié. Un modèle se caractérise également par un domaine de validité pour lequel l'accord entre les valeurs de sorties du modèle et les mesures, est satisfaisant au regard des objectifs que l'on s'est fixés. Ceci explique pourquoi, parmi l'infinité de modèles valides possibles, un modèle pourra être préféré aux autres, car il apportera des réponses aux questions posées.

B)-Une étude expérimentale de la production de biogaz par co- digestion anaérobie discontinue (batch).

Cette partie a été accomplie en trois étapes : La préparation et la mise en route des digesteurs, l'expérimentation, et l'exploitation des donnés.

Les résultats obtenus nous ont permis de conclure que la cinétique de production de biogaz suit intimement les phases rapportées dans la littérature. En effet, la variation du pH liée à la libération des acides gras volatils, nous ont permis de déterminer la durée de chaque phase : l'hydrolyse-acidogénèse une journée, l'acétogénèse une journée aussi et la méthanisation qui se déclenche à partir du 3^{ème} jours. La production du biogaz n'est effective qu'à partir du troisième jour où le gaz a été inflammable. A partir de ce jour, il y a une augmentation de la production de biogaz jusqu'au 15^{ème} jours, à partir de ce jour la production commence à chuter pour atteindre les valeurs les plus basse au 20^{ème} jusqu'à la fin de la fermentation. La valeur du rapport AGV/TAC qui ne dépasse pas la valeur de 0,5 au cours de la digestion a favorisé le bon fonctionnement de la méthanisation. Le potentiel de production de méthane (ml de méthane/g de MO) pour les quatre séries des digesteurs (170, 119, 135, et 118 ml/g), qui indique bien la réussite de nos expériences.

C)- Sur le plan modélisation et simulation deux modèles ont été mis en place. Le premier, c'est Un modèle mathématique inspiré de modèle AM2, correspondant au processus biotechnologique de méthanisation à deux phases avec treize paramètres et huit sorties implémenter sous Matlab simulink pour simuler le fonctionnement du bioréacteur batch.

Les résultats de simulation nous ont aidés à appréhender la dégradation du substrat, la croissance des bactéries, la production du méthane ainsi que l'influence de quelques paramètres sur le procédé

Le deuxième, c'est notre propre modèle, correspondant au processus biotechnologique de méthanisation à une seule phase avec deux paramètres matière volatil (MV) et le ratio de co-substrat (RCD) et une sorties (volume cumulé de méthane) implémenter sous Matlab Simulink pour simuler la production du méthane d'un bioréacteur batch. L'analyse de la variance (ANOVA) entre les résultats expérimentaux et de modélisation a montré qu'il n'y a pas de différence statistiquement significative, avec un niveau de signification de 0,05.

L'idée inventée (modèle B) peut trouver une application non seulement pour cette étude, mais elle peut être une clé pour d'autres recherches.

Enfin, les résultats obtenus sur le plan expérimental ou modélisation sont encourageantes et nous pousse à mieux faire à l'avenir.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] F. Maryann, H. Theodora et L. Lauren, «*The logic of economic development,*» Environment and Planning C: Government and Policy, vol. 34, pp. 5-21, 2016.
- [2] P. Jacob et al., «*The Long Run Relationship between Population Growth and Economic Growth: a Panel Data Analysis of 30 of the most Populated Countries of the World,*» Análisis Económico, vol. 77, pp. 205-218, 2016.
- [3] R. Venkateshkumar et al., «*Anaerobic co-digestion of cow dung and cotton seed hull with different blend ratio: experimental and kinetic study,*» Biomass Conversion and Biorefinery, vol. 10, pp. 1-11, 2020.
- [4] S. Xie et al., «*Anaerobic co-digestion: A critical review of mathematical modelling for performance optimization,*» Bioresource Technology, vol. 222, p. 498–512, 2016.
- [5] J. Hesse, *These doctorat 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 Science, page 20, 2007.*
- [6] P. Kumar et al, «*Methods for pretreatment of lignocellulosic biomass for efficient hydrolysis and biofuel production,*» Ind Eng Chem Res, vol. 48, p. 3713–3729, 2009.
- [7] D. S. Liesje et V. Willy, «*Revival of the biological sunlight-to-biogas energy conversion system,*» Biotechnol Bioeng, vol. 103, p. 296–304., 2009.
- [8] U. Onthong et al., «*Evaluation of Biogas Production Potential from Raw and Processed Agricultural Wastes,*» Energy Procedia, vol. 138, pp. 205- 210, 2017.
- [9] O. Karim, «*La gestion des déchets en Algérie Enjeux et perspectives,*» agence national des déchet, alger, 2017.
- [10] A. Hajji et M. Rhachi, «*The Influence of Particle Size on the Performance of Anaerobic Digestion of Municipal Solid Waste,*» Energy Procedia, vol. 36, pp. 515-520, 2013.
- [11] R. Moletta, *La méthanisation, Paris: Tec&Doc, Lavoisier, 2015.*
- [12] L. Appels, J. Baeyens et J. Degreève, «*Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge,*» Prog Energy Combust Sci, vol. 34, pp. 755-781, 2008.
- [13] B. Julien, «*Étude expérimentale et modélisation de l'inhibition de la dégradation du propionate par les acides,*» Déchets Sciences et Techniques, vol. 49, pp. 52-62, 2015.

- [14] A. Igoni, «*Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste,*» *Applied Energy* vol. 85, vol. 85, pp. 430-438, 2008.
- [15] A. Mata, *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid, london: IWA publishing, 2003.*
- [16] O. Norouzi et A. Dutta, «*The Current Status and Future Potential of Biogas Production from Canada's Organic Fraction Municipal Solid,*» *Waste. Energies*, vol. 15, pp. 1-17, 2021.
- [17] I. Angelidaki, A. Matta et D. Bolzonella, «*Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays,*» *Water Science & Technology*, vol. 5, pp. 927-934, 2009.
- [18] A. Mata, S. Mace et L. labres, «*Anaerobic digestion of organic,*» *Bioresource Technology*, vol. 74, pp. 3-16, 2000.
- [19] J. Bollon, *These doctorat Etude des mécanismes physiques et de leur influence sur la cinétique de méthanisation en voie sèche : essais expérimentaux et modélisation, L'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon (page 55), 2012.*
- [20] O. Adeoti, M. Ilori, T. Oyebisi et L. Adekoya, «*Engineering design and economic evaluation of a family-sized biogas project in Nigeria,*» *Technovation*, vol. 20, pp. 103-108, 2000.
- [21] A. Tiehm et al, «*Ultrasonic waste activated sludge disintegration for improving anaerobic stabilization,*» *Water Research*, vol. 35, pp. 2003-2009, 2001.
- [22] B. Zhang et al, «*Extracellular enzyme activities during regulated hydrolysis of high-solid organic waste,*» *Water Research* 41:4468-4478, vol. 41, pp. 4468-4478, 2007.
- [23] P. Delfosse, «*Microbiologie de la digestion anaerobie,*» chez Centre de recherche public gabriel lippmann, Luxembourg, 2010.
- [24] J. Batstone, Keller.D, Angelidaki.I et Kalyuzhnyi.D, «*The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1),*» *Water Science and Technology*, vol. 45, pp. 65-73, 2002.
- [25] G. Pavlostathis et G. gerardo, «*Kinetics of anaerobic treatment: A critical review,*» *Critical Reviews in Environmental Control* , vol. 21, pp. 5-6, 1991.
- [26] G. Misra et S. G. Pavlostathis., «*Biodegradation kinetics of monoterpenes in liquid and soil-slurry systems,*» *Applied Microbiology and Biotechnology* , vol. 47, pp. 572-577, 1997.

- [27] Y. Youngseob, P. Byungcheol et H. Seokhwan, «Co-digestion of lignocellulosics with glucose using thermophilic acidogens,» *Biochemical Engineering Journal*, vol. 18, p. 225–229, 2004.
- [28] O. Kotsyurbenko, M. Glagolev, A. Nozhevnikova et R. Conrad, «Competition between homoacetogenic bacteria and methanogenic archaea for hydrogen at low temperature,» *FEMS Microbiology Ecology*, vol. 38, pp. 153-159, 2001.
- [29] R. Braun, «Improvement of Crop Plants for Industrial End Uses, chap. Anaerobic digestion : a multi-faceted process for energy, environmental, management and rural development,» Springer, p. 335–416, 2007.
- [30] P. Lens, «Sulfur Cycle,» *Encyclopedia of Microbiology (Third Edition)*, vol. 44, pp. 361-369, 2009.
- [31] B. P. Kumar et al., «Studies on Biogas Production by Anaerobic Fermentation of Maize Straw and Cattle Dung in Lab-Scale Fermentor,» *International Journal for Scientific Research & Development*, vol. 6, pp. 2070 -2075, 2018.
- [32] M. Bijmans et al, «Sulfate Reduction for Inorganic Waste and Process Water Treatment,» *Comprehensive Biotechnology (Second Edition)*, vol. 6, pp. 435-446, 2011.
- [33] L. Visser et G. Lettinga, «Competition of methanogenic and sulfidogenic bacteria,» *Water Science and Technology*, vol. 33, pp. 99–110., 1996.
- [34] D. Martens, «Denitrification definitions and Pathways,» *Encyclopedia of Soils in the Environment*, vol. 2, pp. 378-382, 2005.
- [35] S. Pommier, D. Chenu, M. Quintard et X. Lefebvre, «A logistic model for the prediction of the influence of water on the solid waste methanization in landfills,» *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 3, pp. 473-482., 2007.
- [36] H. Benbelkacem, R. Bayard, A. Abdelhay et Y. Zhang, «Effect of leachate injection modes on municipal solid waste degradation in anaerobic bioreactor,» *Bioresource Technology*, vol. 101, pp. 5206-5212, 2010.
- [37] S. Jara et al, «Composting as sustainable strategy for municipal solid waste management in the Chimborazo Region, Ecuador: Suitability of the obtained composts for seedling production,» *Journal of Cleaner Production*, vol. 141, pp. 1349-1358, 2017.
- [38] V. Kalia, V. Sonakya et N. Raizada, «Anaerobic digestion of banana stem,» *waste. Bioresour. Techno*, vol. 73, pp. 191-193, 2000.

- [39] M. Tian et al, «Biogas production characteristics of solid-state anaerobic co-digestion of banana stalks and manure,» *Trans. Chin. Soc. Agric. Eng.*, vol. 29, pp. 171-184, 2013.
- [40] A. Igoni et H. Ayotamuno, «Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste,» *Applied Energy*, vol. 85, pp. 430-438, 2008.
- [41] S. Kalloum, M. Khelafi, M. Djaafri, A. Tahri et A. Touzi, «Etude de l'influence du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers,» *Revue des Energies Renouvelables* Vol. 10 N°4 , 539 – 543, 2007.
- [42] P. Bondesson, M. Galbe et G. Zacchi, «Ethanol and biogas production after steam pretreatment of corn stover with or without the addition of sulphuric acid,» *Biotechnol Biofuels*, vol. 6, pp. 6-11, 2013.
- [43] H. Stefan et al., «Improving Anaerobic Digestion of Wheat Straw by Plasma-Assisted Pretreatment,» *Journal of Atomic and Molecular Physics*, vol. 2013, pp. 1-7, 2013.
- [44] X. Bing et al., «Research challenges in municipal solid waste logistics management,» *Waste Management*, vol. 48, pp. 584-592, 2016.
- [45] Y. M'Sadak et al, «Evaluation des performances et améliorations possibles d'une installation pilote de biométhanisation industrielle appliquée aux fientes avicoles dans le Sahel Tunisien,» *Revue des Energies Renouvelables*, vol. 15, pp. 165-178, 2011.
- [46] P. Jin, S. Bhattacharya, C. Williams et H. Zhang, «Effects of sulfide addition on copper inhibition in methanogenic systems,» *Water Research*, vol. 32, pp. 977-988, 1998.
- [47] C. Lin et al., «Effect of heavy metals on the methanogenic uasb,» *Water Research*, vol. 2, pp. 409-416, 1999.
- [48] N. Mora et al, «Experimental investigation and modelling of the effect of sulfate on anaerobic biodegradation processes in municipal solid waste,» *Water Science et technologie*, vol. 48, pp. 221-227, 2003.
- [49] B. Ahring, «Product inhibition of butyrate metabolism by acetate and hydrogen in a thermophilic coculture,» *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 10, pp. 2393-2397, 1988.
- [50] S. Ashekuzzaman et T. G. Poulsen, «Optimizing feed composition for improved methane yield during anaerobic digestion of cow manure based waste mixtures,» *Bioresource Technology*, vol. 102, pp. 2213-2218, 2011.

- [51] M. J. Cuetos et al., «Anaerobic co-digestion of swine manure with energy crop residues,» *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, vol. 16, pp. 1044-1052, 2012.
- [52] R. Moletta, «Contrôle et conduite des digesteurs anaérobies,» *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, vol. 2, pp. 265-293, 1989.
- [53] Y. Membrez, *Digestion des déchets et effluents industriels et ménagers*, Lausanne: Office fédéral des questions conjoncturelles, 1993.
- [54] F. Varenne et M. Silberstein, *Modéliser & simuler. Épistémologies et pratiques de la modélisation et de la simulation - tome 1*, Paris: Éditions Matériologiques, 2013.
- [55] F. Varenne et M. Silberstein, *Modéliser & simuler Épistémologies et pratiques de la modélisation et de la simulation - Tome 2*, Paris: Éditions Matériologiques, 2014.
- [56] H. Kieken, «Modéliser les pollutions atmosphériques pour la négociation internationale,» *Revue d'histoire des sciences*, vol. 2, pp. 379-408, 2004.
- [57] J. Rodríguez et al., «Modeling product formation in anaerobic mixed culture fermentations,» *biotechnology and bioenergie*, vol. 93, pp. 592-606, 2006.
- [58] A. Mbengue, «Chapitre 11. Construire un modèle,» chez *Méthodes de recherche en management*, Paris, Dunod, 2014, pp. 334-387.
- [59] M. Tomel et al., «Modeling of Anaerobic Digestion of Sludge,» *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, vol. 39, pp. 1003-1051, 2009.
- [60] d. R. Dominik et al., «The shrinking core model applied on anaerobic digestion,» *Chemical Engineering and Processing*, vol. 70, p. 294– 300, 2013.
- [61] L. Manfred et al., «Microbiological fermentation of lignocellulosic biomass:current state and prospects of mathematical modeling,» *Appl Microbiol Biotechnol*, vol. 85, p. 1643–1652, 2010.
- [62] G. Kafle et L. Chen, «Comparison on batch anaerobic digestion of five different livestock manures and prediction of biochemical methane potential (BMP) using different statistical models,» *Waste Manage. (Oxford)*, vol. 48, pp. 492-502, 2016.
- [63] D. P. Van et al., «A new kinetic model for biogas production from co-digestion by batch mode,» *Global J. Environ. Sci. Manage*, vol. 3, pp. 251-262,, 2018.
- [64] M. Dominique, *these doctorat. Modélisation des dispositifs des révalorisation énergétique des déchets solides et liquides*, Université de la Réunion: page 172, 2006.

- [65] N. Battersby, «A review of biodegradation kinetics in the aquatic environment», *Chemosphere* 21, vol. 21, pp. 1243- 1284, 1990.
- [66] O. Bernard, Z. Hadj-Sadok, Dochain et D, «Dynamical model development and parameter identification for anaerobic wastewater treatment process», *Biotechnology & Bioengineering*, vol. 75, pp. 424-439, 2001.
- [67] D. Batstone, D. Puyol, X. Flores-Alsina et J. Rodríguez, «Mathematical modelling of anaerobic digestion processes: applications and future needs», *Rev. Environ. Sci. Biotechnologie*, vol. 280, pp. 1-19, 2015.
- [68] X. Zhao et al, «Modified Anaerobic Digestion Model No. 1 for modeling methane production from food waste in batch and semi-continuous anaerobic digestions.,» *Bioresour. Technol*, vol. 271, pp. 109-117, 2019.
- [69] V. Vavilin, B. Fernandez, J. Palatsi et X. Flotats, «Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview», *Waste Management*, vol. 28, pp. 939-951, 2008.
- [70] O. Bernard et al, «Can we assess the model complexity for a bioprocess ? Theory and example of the anaerobic digestion process», *Water Science and Technology*, vol. 53, p. 85–92, 2006.
- [71] O. Oladejo et al, «Evaluating Energy generation from anaerobic co-digestion of food waste, cow dung and piggery dung», *Bioresour. Technol*, vol. 313, p. 123694, 2020.
- [72] F. Raposo, R. Borjaa, A. Martínb et M. Rubiaa, «Influence of inoculum–substrate ratio on the anaerobic digestion of sunflower oil cake in batch mode: Process stability and kinetic evaluation», *Chemical Engineering Journal*, vol. 149, pp. 70-77, 2009.
- [73] APHA, *Standard Methods for Examination of Water 20th Edition*, American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, 1999.
- [74] S. Joseangel et D. Mariaa, «Anaerobic Digestion of Wastewater Derived from the Pressing of Orange Peel Generated in Orange Juice Production», *Food Chem*, vol. 55, p. 1905–1914, 2007.
- [75] H. Owamah, «Biogas yield assessment from the anaerobic co-digestion of food waste and *Cymbopogon citratus*,» *Material Cycles and Waste Management* , vol. 22, pp. 2012-2019, 2020.

- [76] M. Rouez, *These Doctorat Degratation anaérobie des déchets solides caractérisation facteur d'influence et modelisation*, Lyon, Institut nationale des : L'institut national des science appliquees de Lyon, 2008.
- [77] Y. Li et al., «Kinetic studies on organic degradation and its impacts on improving methane production during anaerobic digestion of food waste,» *Appl. Energy.*, vol. 213, pp. 138-147, 2018.
- [78] F. Almomani, «Prediction of biogas production from chemically treated co-digested agricultural waste using artificial neural network,» *Fuel*, vol. 280, 2020.
- [79] S. Kalloum et al, «Etude de l'influence du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers,» *Revue des Energies Renouvelables*, vol. 10, p. 539 – 543, 2007.
- [80] M. Youssef, A. BEN MBAREK et B. Salma, «Suivis physico-chimique et énergétique de la biométhanisation expérimentale appliquée à la biomasse bovine,» *Nature & Technologie*, vol. 7, pp. 81-86, 2012.
- [81] A. Igoni et H. Ayotamuno, «Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste,» *Applied Energy* , vol. 85, pp. 430-438, 2008.
- [82] R. F. Hickey, J. Vanderwielen et M. Switzenbaum, «The effect of heavy metals on methane production and hydrogen and carbon monoxide levels during batch anaerobic sludge digestion,» *Water Research*, vol. 23, pp. 207-218, 1989.
- [83] C. My, L. Anders et F. Morgan-Sagastume, «the effects of substrate pre-treatment on anaerobic digestion,» *Waste Management*, vol. 32, pp. 1634-1650, 2012.
- [84] A. Tahri, M. Djaafri, M. Khelafi, S. Kalloum et F. Salem, «Amélioration du rendement de la production de biogaz par co-digestion des déchets organiques (déchets d'abattoir et de volaille),» *Revue des Energies Renouvelables SIENR'12 Ghardaïa*, pp. 375-380, 2012.
- [85] M. Djaâfri, M. Khelifi, S. Kalloum, A. Tahri, k. Kaidi et A. Touzi, «Effet de l'ensemencement sur la digestion anaérobie des déchets ménagers de la ville d'Adrar,» *Revue des Energies Renouvelables*, vol. 12, pp. 369-374, 2009.
- [86] Z. Zhuang, W. Shubiao, W. Zhang et D. Renjie, «Effects of organic loading rate and effluent recirculation on the,» *Bioresource Technology*, vol. 146, pp. 556-561, 2013.
- [87] N. Zhai et al, «Effect of initial pH on anaerobic co-digestion of kitchen waste and cow manure,» *Waste Manag.*, vol. 38, p. 126–131, 2015.

- [88] R. Gaur et S. Suthar, «Anaerobic digestion of activated sludge, anaerobic granular sludge and cow dung with food waste for enhanced methane production,» *J. Clean. Prod.* , vol. 164, p. 557–566., 2017.
- [89] K. Kaidi et al., «Valorization study of the organic waste resulting from the tomato canning by methanisation,» *UPB Sci. Bull. Ser. B Chem. Mater*, vol. 82, p. 95–108., 2020.
- [90] W. Shungang et al, «Anaerobic digestion of municipal solid waste composed of food waste, wastepaper, and plastic in a single-stage system: Performance and microbial community structure characterization,» *Bioresource Technology*, vol. 146, pp. 619-627, 2013.
- [91] F. Raposo, J. Banks, I. Siegert, S. Heaven et R. Borja, «Influence of inoculum to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests,» *Process Biochemistry*, vol. 41, p. 1444–1450, 2006.

Annexes

Annexes

Annexe-1

Coefficients de vitesse biochimique ($v_{i,j}$) et équations de vitesse cinétique (ρ_j) pour les composants solubles ($i = 1 - 12, j = 1 - 19$) pour le Modèle ADM1

Table A3 Biochemical rate coefficients ($v_{i,j}$) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 1 - 12, j = 1 - 19$)

Component \rightarrow	i	S_{su}	S_{sa}	S_{su}	S_{va}	S_{bu}	S_{pro}	S_{ac}	S_{h2}	S_{dm}	S_{ic}	S_{ni}	S_i	Rate (ρ_j , kg COD $m^{-3} d^{-1}$)
1 Disintegration														$k_{dis} X_{ch}$
2 Hydrolysis carbohydrates		1												$k_{hyd,cd} X_{ch}$
3 Hydrolysis of proteins			1											$k_{hyd,pr} X_{pr}$
4 Hydrolysis of lipids				1										$k_{hyd,li} X_{li}$
5 Uptake of sugars		-1				$(1-Y_{su})v_{su,sa}$	$(1-Y_{su})v_{su,pro}$	$(1-Y_{su})v_{su,ac}$	$(1-Y_{su})v_{su,h2}$					$k_{su,sa} \frac{S_{sa}}{K_S + S_{sa}} X_{su,1}$
6 Uptake of amino acids			-1		$(1-Y_{sa})v_{sa,va}$	$(1-Y_{sa})v_{sa,bu}$	$(1-Y_{sa})v_{sa,pro}$	$(1-Y_{sa})v_{sa,ac}$	$(1-Y_{sa})v_{sa,h2}$					$k_{su,sa} \frac{S_{sa}}{K_S + S_{sa}} X_{su,1}$
7 Uptake of LCFA				-1		$(1-Y_{li})0.7$								$k_{su,li} \frac{S_{li}}{K_S + S_{li}} X_{su,2}$
8 Uptake of valerate					-1		$(1-Y_{va})0.54$							$k_{su,va} \frac{S_{va}}{K_S + S_{va}} X_{su,3}$
9 Uptake of butyrate						-1		$(1-Y_{bu})0.8$						$k_{su,bu} \frac{S_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{su,4}$
10 Uptake of propionate							-1	$(1-Y_{pro})0.57$						$k_{su,pro} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{su,5}$
11 Uptake of acetate									-1					$k_{su,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{su,6}$
12 Uptake of hydrogen														$k_{su,h2} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{su,7}$
13 Decay of X_{su}														$k_{dec,su} X_{su}$
14 Decay of X_{sa}														$k_{dec,sa} X_{sa}$
15 Decay of X_{li}														$k_{dec,li} X_{li}$
16 Decay of X_{va}														$k_{dec,va} X_{va}$
17 Decay of X_{bu}														$k_{dec,bu} X_{bu}$
18 Decay of X_{pro}														$k_{dec,pro} X_{pro}$
19 Decay of X_{ac}														$k_{dec,ac} X_{ac}$
														$k_{dec,h2} X_{h2}$

ρ_j	Equation	Units
ρ_1	$\rho_1 = \rho_{H_2} / N_{H_2}$	(kg COD m^{-3})
ρ_2	$\rho_2 = \rho_{CH_4} / N_{CH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_3	$\rho_3 = \rho_{NH_4} / N_{NH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_4	$\rho_4 = \rho_{NO_3} / N_{NO_3}$	(kg COD m^{-3})
ρ_5	$\rho_5 = \rho_{NH_4} / N_{NH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_6	$\rho_6 = \rho_{NO_3} / N_{NO_3}$	(kg COD m^{-3})
ρ_7	$\rho_7 = \rho_{CH_4} / N_{CH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_8	$\rho_8 = \rho_{NH_4} / N_{NH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_9	$\rho_9 = \rho_{NO_3} / N_{NO_3}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{10}	$\rho_{10} = \rho_{CH_4} / N_{CH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{11}	$\rho_{11} = \rho_{NH_4} / N_{NH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{12}	$\rho_{12} = \rho_{NO_3} / N_{NO_3}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{13}	$\rho_{13} = \rho_{CH_4} / N_{CH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{14}	$\rho_{14} = \rho_{NH_4} / N_{NH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{15}	$\rho_{15} = \rho_{NO_3} / N_{NO_3}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{16}	$\rho_{16} = \rho_{CH_4} / N_{CH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{17}	$\rho_{17} = \rho_{NH_4} / N_{NH_4}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{18}	$\rho_{18} = \rho_{NO_3} / N_{NO_3}$	(kg COD m^{-3})
ρ_{19}	$\rho_{19} = \rho_{CH_4} / N_{CH_4}$	(kg COD m^{-3})

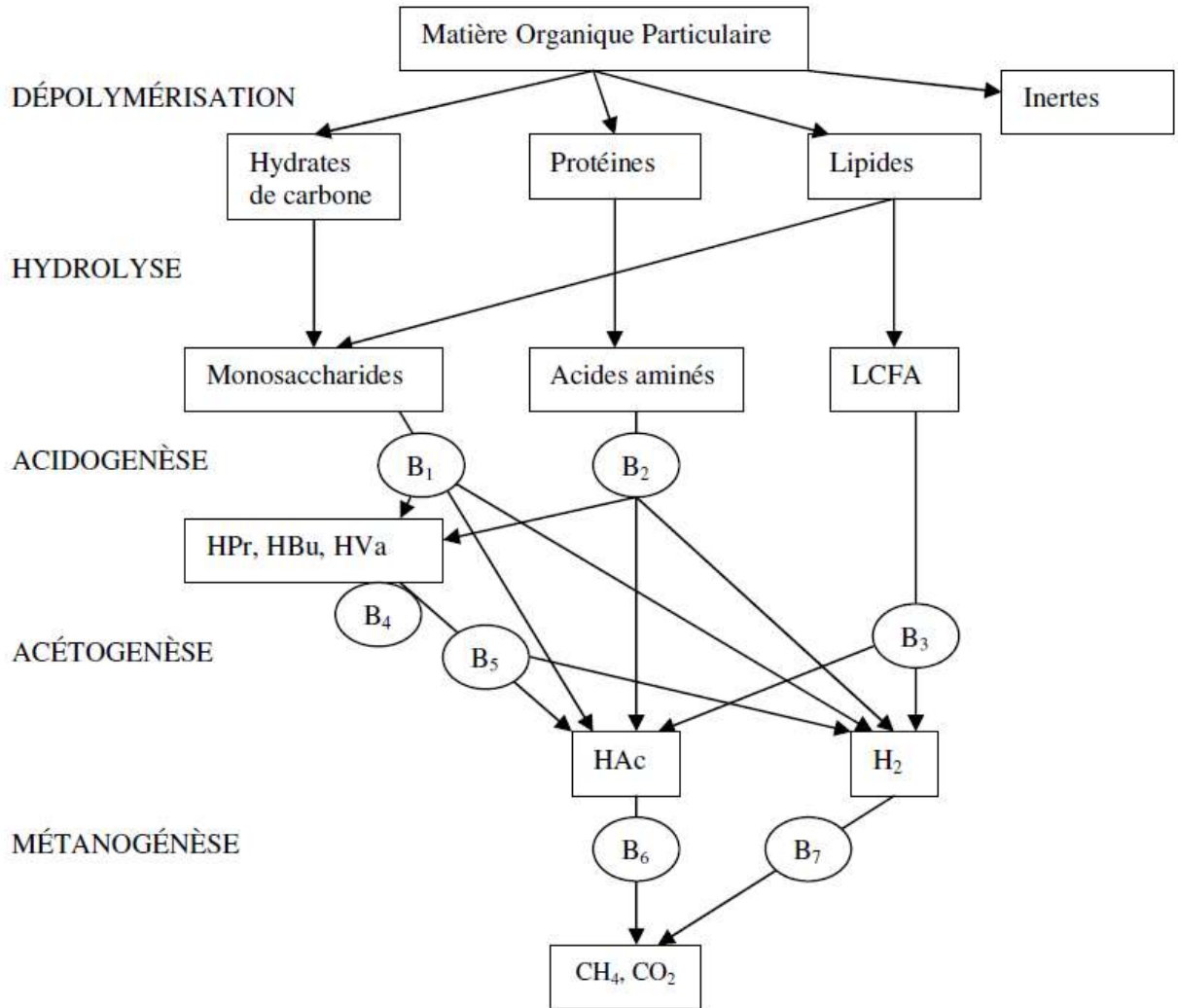
Table A4 Biochemical rate coefficients (v_j) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 13 - 24, j = 1 - 19$)

j	Component \rightarrow	i	X_c	X_{ch}	X_{pr}	X_{li}	X_{su}	X_{aa}	X_{fa}	X_{c4}	X_{pro}	X_{ac}	X_{h2}	X_i	Rate (v_j), kg COD.m ⁻³ .d ⁻¹
1	Disintegration	-1													$f_{d,30} X_{i,30}$
2	Hydrolysis carbohydrates			$f_{ch,30}$											$k_{hyd,chl} X_{ch}$
3	Hydrolysis of proteins			-1											$k_{hyd,pr} X_{pr}$
4	Hydrolysis of lipids														$k_{hyd,li} X_{li}$
5	Uptake of sugars						Y_{su}								$k_{imm} \frac{S_{su}}{K_S + S_{su}} X_{su} / I$
6	Uptake of amino acids							Y_{aa}							$k_{imm} \frac{S_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} / I$
7	Uptake of LCFA								Y_{fa}						$k_{imm} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} / I$
8	Uptake of valerate									Y_{c4}					$k_{imm} \frac{S_{c4}}{K_S + S_{c4}} X_{c4} / I$
9	Uptake of butyrate										Y_{c4}				$k_{imm} \frac{S_{c4}}{K_S + S_{c4}} X_{c4} / I$
10	Uptake of propionate											Y_{pro}			$k_{imm} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} / I$
11	Uptake of acetate												Y_{ac}		$k_{imm} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} / I$
12	Uptake of hydrogen													Y_{h2}	$k_{imm} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} / I$
13	Decay of X_{su}		1												$k_{dec,su} X_{su}$
14	Decay of X_{aa}														$k_{dec,aa} X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}														$k_{dec,fa} X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}														$k_{dec,c4} X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}														$k_{dec,pro} X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}														$k_{dec,ac} X_{ac}$
19	Decay of X_{h2}														$k_{dec,h2} X_{h2}$

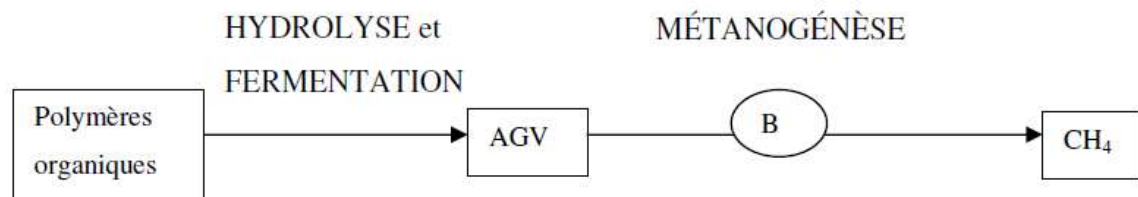
Inhibition Factors
 $I_1 = \frac{1}{1 + \rho_1 / I_{N1}}$
 $I_2 = \frac{1}{1 + \rho_2 / I_{N2}}$
 $I_3 = \frac{1}{1 + \rho_3 / I_{N3}}$
 Particulate inerts (kg COD.m⁻³)
 Hydrogen degraders (kg COD.m⁻³)
 Acetate degraders (kg COD.m⁻³)
 Propionate degraders (kg COD.m⁻³)
 Valerate and butyrate degraders (kg COD.m⁻³)
 LCFA degraders (kg COD.m⁻³)
 Amino acid degraders (kg COD.m⁻³)
 Sugar degraders (kg COD.m⁻³)
 Lipids (kg COD.m⁻³)
 Proteins (kg COD.m⁻³)
 Carbohydrates (kg COD.m⁻³)
 Composites (kg COD.m⁻³)

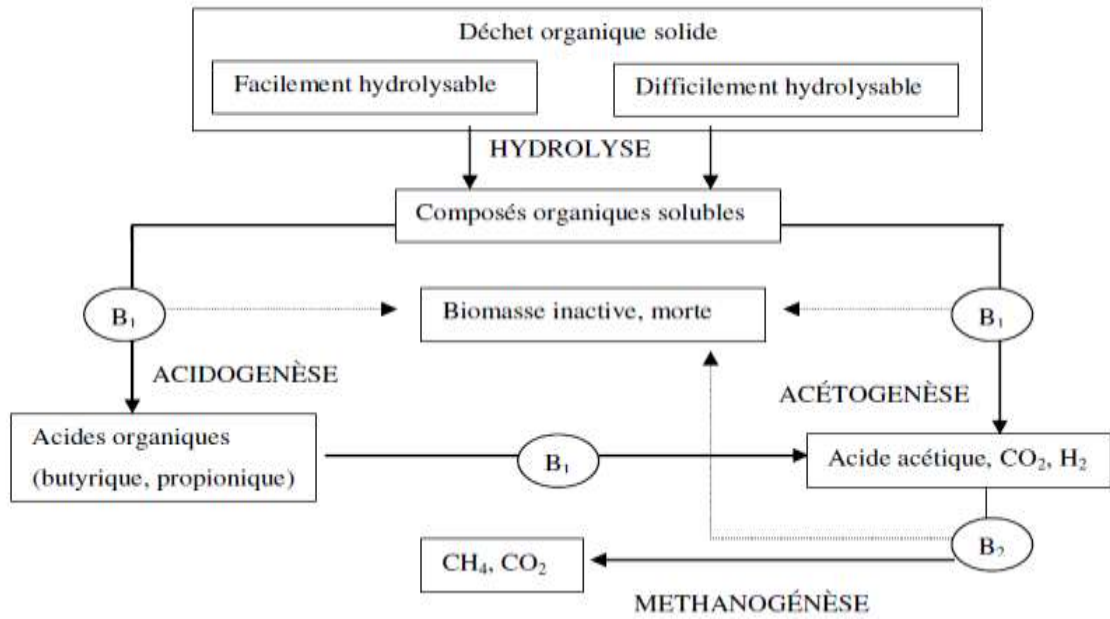
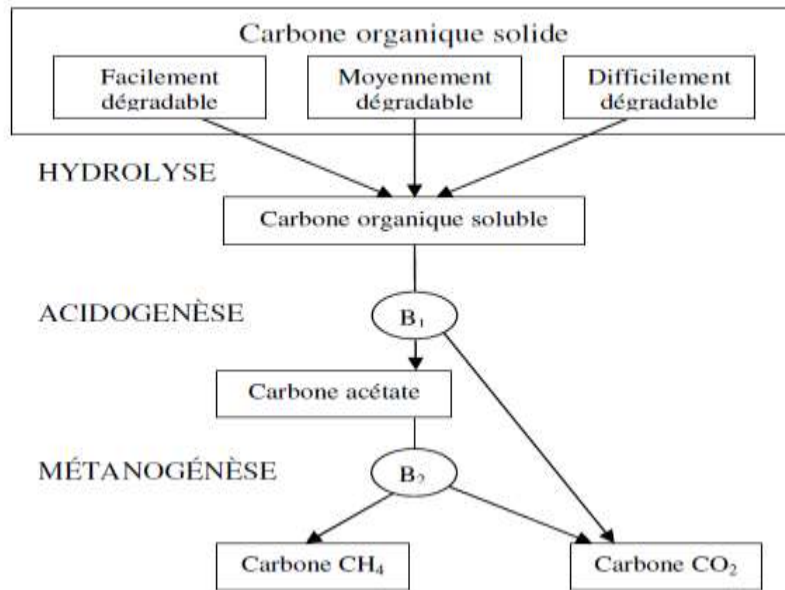
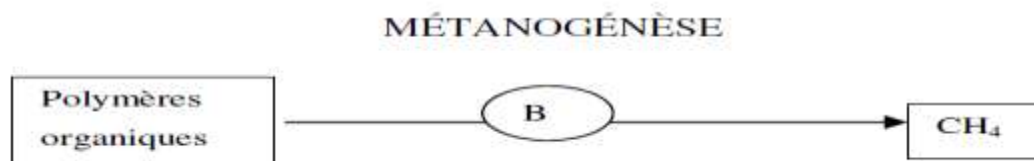
Annexe 2 :

Exemples de schémas réactionnels biologiques de modèles appliqués à la dégradation anaérobie

ADM1 Batstone *et al.* (2001)

(Mc Dougall *et al.*, 1999, 2001 ; Veecken & Hamelers, 2000 ; Vavilin, 2002, 2003)



(Haarstrick *et al.*, 2001)(El-Fadel *et al.*, 1996)Pommier *et al.*, 2006

Annexe-3

Valeurs des coefficients des modèles AM2 et AM2G

Paramètre	Données	Série 1		Série 2	
		AM2	AM2G	AM2	AM2G
α		0,37		0,51	
k_1		42,1		42,1	
k_2		116,5		116,5	
k_3		268		268	
k_4		100	50,6	100	
k_5		375	350	300	
k_6		453		302	
$k_L a$		9,8		12	
K_H		27		27	
K_{S1}		1,02		0,41	
K_{S2}		12,76		8,42	
K_{I2}		132,56		247	
$\bar{\mu}_1$		1,25		1,25	
$\bar{\mu}_2$		0,74		0,74	
K_b		$6,5 \cdot 10^{-7}$		$6,5 \cdot 10^{-7}$	
γ			0,025		0,025