

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

Université Ahmed DRAIA Adrar

Faculté des sciences et de la Technologie



Mémoire pour l'obtention du diplôme de Magister en
Physique Énergétique
Option : Modélisation et Simulation en Energétiques

***Etude et simulation de production d'une énergie
renouvelable à partir des déchets organique de
la ville d'Adrar***

Présenté par : LAHBAB Abderrahmane

Devant le jury composé de :

DJARFOUR.N	Professeur	UNV. ADRAR	Président
KALLOUM.S	Maître de Conférences. A	UNV. ADRAR	Encadreur
BENATTILAH.A	Professeur	UNV. ADRAR	Co-encadreur
IDDOU.A	Professeur	UNV. MOSTAGHANEM	Examineur
BOUALLALA.M'	Maître de Conférences. A	UNV. ADRAR	Examineur

Année 10/03/2016

Remerciements

Remerciements

*J'exprime ma gratitude à Mr le professeur **BENATILLAH AÛ** et Mr. le docteur, **KALLOUM. Slimane** mes encadreur qui n'ont pas hésités à me faire confiance. Je tiens à les remercier très sincèrement pour leur patience à mon égard durant les étapes de ce travail, pour leurs conseils ainsi que leur soutien permanent. Je leurs suis très reconnaissant d'avoir partagé avec moi leur grande expériences et compétences.*

*Un grand merci également au directeur de l'Unité de Recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien d'ADRAR Mr le professeur **HAMMODA .M** et tous les membres de laboratoire la division conversion thermique et thermodynamique, avec une mention particulière pour Mr **DJAAFRI** et Mr **KHALAFFI**.*

*Je remercie également Mr : le professeur **DJARFOUR .N.D** de m'avoir fait l'honneur de présider le jury de soutenance.*

*Aussi je remercie Mr : le professeur **IDDOU.A** et Mr : le docteur **BOUALLALA.M'** Pour l'honneur qu'ils m'ont fait de bien vouloir examiner ce travail.*

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

Finalement, 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.

Sommaire

Remerciements..... I

Sommaire..... II

Résumé..... V

Table des illustrations :..... VIII

Liste des tableaux..... X

Liste des abréviations XI

Introduction générale 1

I. PRINCIPES ET TECHNOLOGIES DE METHANISATION :4

I.1-Processus de Méthanisation : 4

I.2-Etapes principales de la méthanisation :..... 5

I.2.1-Hydrolyse :..... 5

I.2.2-Acidogenèse : 6

I.2.3-Acétogenèse :..... 7

I.2.4-Méthanogenèse :..... 9

I.3.-Etapes secondaires :..... 11

I.3.1.-Sulfato-réduction :..... 11

I.3.2.-Dénitrification :..... 11

I.4-Facteurs d'influence de la digestion anaérobie : 11

I.4.1-Teneur en eau :..... 11

I.4.2-Température :..... 12

I.4.4-pH et l'alcalinité :..... 14

I.4.5-Nutriments :..... 15

I.4.6-Autres inhibiteurs :..... 16

I.5-Digesteurs anaérobies : 17

Sommaire

1.5.1-Modes d'alimentation du substrat dans le digesteur :	18
1.5.2-Temps de rétention :	19
1.5.3-Séparation des étapes du processus biologique :	20
II. MODELISATION DE LA METHANISATION :	21
II.1 -Introduction.....	21
II.2 -Développement d'un modèle	22
II. 3 -Modèles de la digestion anaérobie.....	23
II. 3.1-Approche stœchiométrique :	24
II. 3.2-Limites de l'approche stœchiométrique :	25
II. 3.3-Approche cinétique.	27
II. 3.4-Approche bactérienne :	29
II. 3.5 -Modèle ADM1.....	34
II. 3.6 -Modèle AM2	37
II. 3.7 -Différences de complexité des modèles AM2 et ADM1	39
III. MATERIELS ET METHODES	41
III.1-Expérimentation	41
III. 1.1-Préparation des réacteurs	41
III .1.2-Methodes analytique	42
III.1.2.1-Détermination de la teneur en matière sèche et en matière volatile... ..	42
III. 1.2.3 -Détermination du PH.....	44
III. 1.2.4 -Détermination d'alcalinité (TAC) et l'acidité(AGV)	45
III.1.2.5 -Volume de biogaz et méthane produits	46
III.2-Mise en place d'un modèle	47
III.2.1- Modèle. A	47
III.2.2-Modèle B	48

Sommaire

IV. RESULTATS ET DISCUSSIONS	51
IV.1-Experimentation.....	51
IV.1.1 -Matière sèche MS% et Matière volatile MV% :.....	51
IV.1.2–Variation du pH :.....	51
IV.1.3- variation des acides gras volatile :	52
IV.1.4- Variation de titre d'alcalinité complet(TAC).	54
IV.1.5 –Evolution des volumes cumulés de Méthane	55
IV.2- Simulation de volume cumulé de méthane :.....	56
IV.2.1- Simulation par le Modèle A :	56
IV.2.2- Simulation parle modèle B :	60
IV.2.2.1 -Détermination des paramètres Gm, Rm et L.....	61
IV.2.2.2 -Comparaison entre volume expérimentale et volume modélisé par l'équation de Gompertz	62
IV.2.2.3 –Dédution des relations reliant les paramètres RSI, Rm, L, Gm et MV64	
IV.2.2.4 -Résultats de simulation Modèle B	65
IV.2.3 –comparaison de deux modèles	67
Conclusion générale.....	69
Bibliographies.....	73
Annexes.....	77

Résumé

Etude et simulation de production d'une énergie renouvelable à partir des déchets organique de la ville d'Adrar

Ce travail présente une analyse expérimentale et une simulation de la production de biogaz. Dans cette étude nous avons utilisé les déchets de cuisine comme substrat et comme inoculum nous avons utilisé la bouse de vache. Nous avons réalisé douze réacteurs d'un litre de volume chacun, réparti en quatre séries de mêmes concentration en inoculum (4g MV) et de ratio substrat/inoculum (RSI) de valeurs (1 ; 1,5 ; 2 ; et 3). Nous avons suivi l'évolution de processus pendant 23 jours d'incubation, les paramètres suivis sont : (pH ; AGV ; TAC ; et volume de Méthane). Le potentiel de production de méthane (ml de méthane/g de MO) pour les quatre séries des digesteurs est (170, 119, 135, et 118 ml/g), respectivement qui indique bien la réussite de notre expérience. Sur le plan modélisation et simulation deux modèles ont été misent 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. Le deuxième c'est notre propre modèle. Son objectif était de montré que dans quelques cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables et que les étapes intermédiaires revêtent une importance moindre que l'étape finale méthanogénèse et l'utilisation d'un modèle très simple peut se justifier. Parmi les résultats obtenus, le modèle (A) décrit la production du Méthane à 75%, tandis que le Modèle (B) à 90% presque.

Abstract

Study and simulation of production of renewable energy from organic waste in the city of Adrar

This work presents an experimental analysis and a simulation of anaerobic bioreactors (batch). The study concerns biogas production using kitchen waste and cow dung as an inoculum. We have performed a twelve liter reactor volume, each divided into four sets of same inoculum concentration (4g MV) and substrate / inoculum ratio (SIR)

values (1; 1,5; 2; and 3). We have followed the evolution process during 23 days of incubation, the parameters monitored are: (PH; AVG, TAC, and volume of methane). The potential Production of Methane (Methane ml/ g MO) for four series of digesters (170,119,135 and 118ml /g), which clearly shows the success of our experience.

On the modeling and simulation plan, two models were introduced. The first is a mathematical model inspired by AM2 model corresponding to biotechnology mechanization process two phases with thirteen parameters and eight outputs implement Matlab Simulink to simulate the operation of the batch bioreactor. The simulation result has helped us to understand the degradation of the substrate, the growth of bacteria, producing methane as well as the influence of various parameters on the process in general. The second is our own model. Its aim is to show that in some cases, simple models were sufficient to correctly describe and predict a number of variables and the intermediate steps are less important as the final step of méthanogenèse and using a model simple that can be justified. Among the results, the Model A describes the production of methane at 75%, while model B almost 90%.

ملخص

دراسة ومحاكاة لإنتاج طاقة متجددة من النفايات العضوية لمدينة أدرار

هذا العمل يمثل، دراسة عملية ومحاكاة رقمية للتخمير اللاهوائي لإنتاج الميثان في مفاعل مغلق، انطلاقاً من فضلات المطبخ وروث البقر. العملية تمت في وحدة الطاقات المتجددة في الوسط الصحراوي بأدرار. حيث قمنا بتحضير اثني عشر مفاعلاً، كل واحد بسعة واحد لتر، موزعة على أربع مجموعات، كل مجموعة تحتوي على ثلاثة مفاعلات متماثلة. تركيز الكتلة الحية متساوي في جميع المفاعلات الاثني عشر (4 غ/ل) و تركيز المادة المستحاثية يخص كل مجموعة، بحيث تكون النسبة بين المادة المستحاثية و الكتلة الحية كالتالي (3، 2، 1,5، و1). نتبعنا العملية لمدة ثلاثة وعشرين يوماً من الحضانه. العوامل التي تمت متابعتها هي (AGV و الـ (pH) و (TAC) و حجم الميثان التجمعي الكلي (G). من بين النتائج المتحصل عليها الطاقة النسبية لكل مجموعة مقدره بالميلي لتر من الميثان بالنسبة لكل غرام من المادة المستحاثية (170 , 119 , 135 , 118). على مستوى المحاكات الرقمية

Résumé

قمنا بدراسة نموذجين أحدهما مستوحى من النموذج AM2 والثاني مبني على نتائج التجارب التي قمنا بها ولتحقيق هذه العملية استعملنا برمجية (Matlab Simulink) من بين النتائج المتحصل عليها النموذج A يمثل الحجم التجميعي للميثان بدقة 75% اما النموذج B بدقة 90% .

Table des illustrations :

Figure I-1: Schéma de la chaine trophique des étapes de la méthanisation 10

Figure I-2 : Les plages de températures où la croissance bactériennes est possible. 13

Figure I-3 : Digesteur discontinu (batch) 18

Figure I-4 : Digesteur semi-continue ou «Fed batch»..... 19

Figure I-5: Digesteur continu..... 19

Figure I-6: la digestion à deux étapes..... 20

Figure II-1 : Processus de construction d'un modèle 23

Figure II-2 : Le temps de demi-réaction. 27

Figure II-3: Différents stades de la croissance bactérienne (régime discontinu). 29

Figure II-4 : Représentation graphique de l'équation de Monod..... 31

Figure II-5 : Processus général de la digestion anaérobie dans ADM1 35

Figure II-6 : Processus biochimiques dans ADM1..... 35

Figure II-7 : Diagramme schématique d'un digesteur typique à un seul bac 36

Figure II-8 : Photographie du réacteur pilote pour le traitement des vinasses de distillerie
et son instrumentation 36

Figure III-1 .Photo préparation des digesteurs..... 41

Figure III-2 Photo digesteurs émergés dans le bain marie 42

Figure III-3 : Photographie de Matériel utilisé pour la détermination de MS et MV 43

Figure III-4.Détermination de PH..... 44

Figure IV-1 : variation des pH en fonction du temps pour les quatre réacteurs. 52

Figure IV-2 : L'évolution des Acides gras volatil (AGV) en fonction du temps 53

Figure IV-3 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R1) 53

Figure IV-4 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps (R2) 53

Figure IV-5: Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R3) 54

Figure IV-6 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R4) 54

Figure IV-7 : l'évolution des titres d'alcalinités complets (TAC) en fonction du temps 55

Figure IV-8 : le rapport (AGV/TAC) en fonction du temps 55

Figure IV-9 : les volumes cumulés de méthane en fonction du temps pour les quatre
réacteurs..... 56

Figure IV-10 : Exemple: simulation de l'équation (III-12) 57

Table des illustrations

Figure IV-11: capture d'écran schéma de la simulation proposé modèle A	57
Figure IV-12: Capture d'écran Scope globale « pour une charge de 6g de substrat et 4g d'inoculum »	58
Figure IV-13 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R1	58
Figure IV-14 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R2	59
Figure IV-15 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R3	59
Figure IV-16 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R4	59
Figure IV-17 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 25\%$ Modèle A.....	60
Figure IV-18 : Bloc de simulation Modèle B	61
Figure IV-19 : Capture d'écran schéma globale de la simulation Model B.....	61
Figure IV-20 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R1) ...	62
Figure IV-21 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R2) ...	63
Figure IV-22 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R3) ..	63
Figure IV-23 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R4) ...	63
Figure IV-24 : Vitesse maximale de production de Méthane(R_m) en fonction de ratio substrat/inoculum(RSI)	64
Figure IV-25 : temps de latence (L) en fonction de ratio substrat/inoculum (RSI).....	64
Figure IV-26 : Le volume maximal (G_m) en fonction de la concentration de la matière volatile (MV).....	65
Figure IV-27 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 1)	65
Figure IV-28 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 2)	66
Figure IV-29 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 3)	66
Figure IV-30 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 4)	66
Figure IV-31 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 10\%$ Modèle B.....	67

Liste des tableaux

<i>Tableau I-1: Caractéristiques des Bactéries Hydrolytiques.....</i>	<i>6</i>
<i>Tableau I-2: Caractéristiques des Bactéries acidogènes.....</i>	<i>7</i>
<i>Tableau I-3 Thermodynamique des réactions d'oxydation des (AGV)</i>	<i>8</i>
<i>Tableau I-4: Caractéristiques des Bactéries acétogènes</i>	<i>9</i>
<i>Tableau I-5: Caractéristiques des Bactéries méthanogènes.....</i>	<i>10</i>
<i>Tableau II-1 : Récapitulatif des différents modèles de cinétique de biodégradation en fonction de la concentration en substrat S et de la densité de la population microbienne X.....</i>	<i>34</i>
<i>Tableau II-2 : Différences de complexité des modèles ADM1 et AM2.....</i>	<i>40</i>
<i>Tableau III-1 : identification des réacteurs</i>	<i>42</i>
<i>Tableau IV-1 Matière sèche (%MS) et matière volatile (%MV) pour le substrat et l'inoculum</i>	<i>51</i>
<i>Tableau IV-2 : Récapitulation des valeurs de Gm, Rm et L pour chaque réacteur.....</i>	<i>62</i>
<i>Tableau IV-3 Comparaison entre le Modèle A et le Modèle B.....</i>	<i>68</i>

Liste des abréviations

- ADM1 : Anaerobic Digestion Model 1.*
- AGV: Acides Gras Volatiles*
- AM2: Anaerobic Model 2.*
- AMOCO Advanced MONitoring and CONtrol system for anaerobic*
- BH : Bactéries Homoacétogènes.*
- BM : Bactéries Méthanogènes*
- BSR : Bactéries Sulfato-Réductrices*
- CIT : Carbone Inorganique Total*
- CNTP : Conditions Normales de Température et Pression*
- COT : Carbone Organique Total*
- CT : Carbone Total*
- DBO_n : Demande Biologique en Oxygène à n jours*
- DCO : Demande Chimique en Oxygène*
- DMA : Déchets Ménagers et Assimilés.*
- G_m : Volume maximal de Méthane cumulé*
- IWA : International Water Association*
- LCFA Long-chain fatty acids*
- MO : Matière organique*
- MOO : Matière Organique Oxydable*
- MS : Matière Sèche*
- MV : Matière Volatile*
- R_m : Vitesse maximale de production de Méthane*
- RSI : Ratio Substrat / Inoculum.*
- TAC : Titre d'alcalinité complet*

Introduction générale

La croissance économique est apparue comme l'objectif principal de notre société nouvelle. 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. (Bollon.J, 2012)

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. (Hesse.J, 2007)

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.

Le terme énergie renouvelable désigne une source d'énergie dont le renouvellement est suffisamment rapide pour être inépuisable à l'échelle de temps humaine. 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. (Hesse.J, 2007)

La digestion anaérobie (méthanisation) peut jouer un rôle stratégique dans l'élaboration des systèmes de gestion des déchets et la production d'une énergie renouvelable, puisqu'elle est capable d'assurer le traitement de presque toutes les fractions biodégradables généralement majoritaires, des résidus agricoles, déjections animales, déchets ménagers, déchets de centres urbains et industriels, etc...

Introduction

La digestion anaérobie est un procédé naturel de transformation de la matière organique par des bactéries en absence d'oxygène. C'est un système de valorisation en cycle fermé des éléments (carbone, azote et oligo-éléments) et de production d'un biogaz à haut pouvoir énergétique et d'un digestat fertilisant à haute valeur agronomique. Son caractère multisectoriel et ses nombreux avantages devraient significativement contribuer au renforcement de l'indépendance énergétique, aux enjeux climatiques, à l'augmentation du bilan agro-environnemental global, à la diversification de l'activité économique, au bénéfice social et humain en générant et diversifiant l'emploi. Par ailleurs la filière s'inscrit dans un contexte de développement territorial, visant la valorisation d'une ressource locale. Les bénéfices de la bio-méthanisation dépassent de loin la production d'énergie, ce qui explique qu'il est d'emblée primordial de souligner l'importance de la production de fertilisant vert. Elle apporte des solutions pragmatiques et structurelles en ce qui concerne la gestion de certains déchets organiques (Livre.vert, 2011). C'est pour ces raisons que la technologie de méthanisation est en plein essor.

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 centres villes, les déchets organiques sont majoritairement éliminés sans aucune forme de ségrégation dans des décharges non contrôlées. 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.

Notre objectif est la mise en place d'un modèle mathématique, 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 organique ménagère, dans un digesteur discontinu. Le modèle est implémenté sous Matlab simulink pour simuler la production du méthane.

Introduction

Ce travail est subdivisé 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 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.

Dans la partie pratique, nous avons présenté les résultats au cours de l'application de la digestion anaérobie des déchets organique (déchet de cuisine). Nous avons réalisé douze réacteurs d'un litre de volume chacun, répartie en quatre séries de ratio substrat/inoculum (3, 2, 1,5 et 1), nous avons suivi l'évolution de processus pendant 23 jours d'incubation. Les paramètres suivis sont : (MS ; MV ; pH ; AGV ; TAC et volume de Méthane). Le matériel nécessaire et les méthodes utilisées sont donnés par ordre dans ce chapitre. Sur le plan modélisation et simulation deux modèles ont misent en place.

*Le premier (**Modèle A**) c'est Un modèle mathématique issu de modèle **AM.2**, 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 du méthane ainsi que l'influence des différents paramètres sur le procédé en général. L'autre (**Modèle B**) C'est notre propre modèle. Son objectif de montrer que dans quelques cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables et que les étapes intermédiaires revêtent une importance moindre que l'étape finale de méthanogenèse et l'utilisation d'un modèle très simple peut se justifier.*

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.

I. PRINCIPES ET TECHNOLOGIES DE METHANISATION :

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

I.1-Processus de Méthanisation :

La méthanisation est un procédé naturel de transformation de la matière organique 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. 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 (Livre.vert, 2011) 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. »

Les déchets organiques sont des substrats hétérogènes, composés de molécules diverses les principales composantes sont représentées par les carbohydrates, les lipides et les protéines. 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. (Mata.alvaez.J, et al., 2000). Les carbohydrates sont facilement et rapidement convertis par hydrolyse en sucres simples, puis fermentés en acides gras volatiles (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 (Mata.Alvarez.J, 2003). Ce processus biologique forme un résidu de digestion stabilisé et hygiénisé, appelé digestat, ainsi qu'un biogaz de composition variable contenant :

- 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) 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, (Bollon.J, 2012) .

I.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.

I.2.1-Hydrolyse :

C'est la phase durant laquelle les biopolymères (protéines, lipides, hydrates de carbone,...) sont hydrolysés en monomères et oligomères hydrosolubles grâce à des enzymes extracellulaires excrétées par des microorganismes hydrolytiques (Zhang.B, et al., 2007). 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 limitante (Hesse.J, 2007). En quelque sorte il s'agit d'une étape de préparation du substrat pour la phase suivante d'acidogénèse, réalisée par les mêmes bactéries.

On peut schématiser les réactions d'hydrolyse enzymatique comme suit, en considérant la dégradation de cellulose en glucose, où les enzymes joueraient le rôle de catalyseur.

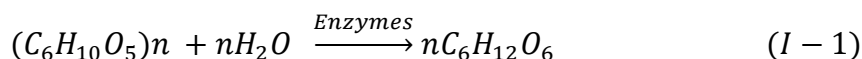
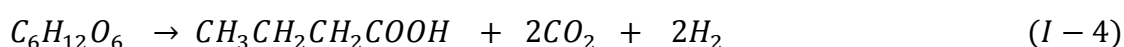
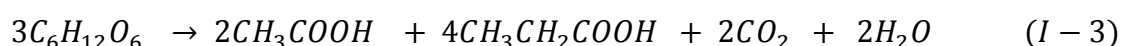
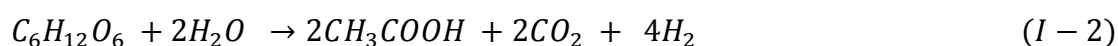


Tableau I-1: Caractéristiques des Bactéries Hydrolytiques
(Delfosse.Ph, 2010)

Bactéries hydrolytiques.	
Caractéristiques	bactéries relativement résistantes, tolérantes à O ₂ , production d'exo-enzymes.
gamme de pH optimal.	[4,5 – 6,3]
temps de division.	quelques heures (reproduction rapide).
Sensibilité.	lignine (pas dégradable, ralenti la réaction).

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. Cette réaction biologique produit des acides organiques sans accepteurs ou donneur d'électrons inorganiques. La dégradation des monosaccharides par exemple, peut offrir plusieurs voies de dégradation comme illustré sur les trois réactions suivante (Batstone.J, et al., 2002).



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).

La flore responsable de l'hydrolyse et de l'acidogénèse 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. Ils sont aussi moins spécifiques par rapport au substrat que les méthanogènes (Youngseob.Y, et al., 2004).

**Tableau I-2: Caractéristiques des Bactéries acidogènes
(Delfosse.Ph, 2010)**

Bactéries acidogènes.	
Caractéristiques.	bactéries sensibles à O_2 , participent en général également à l'hydrolyse.
gamme de pH optimal.	[4,5 – 6,3].
temps de division.	quelques heures (reproduction rapide).
Sensibilité.	H_2S , NH_3 , sels, antibiotiques.

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 :

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. Au cours de cette étape, les intermédiaires métaboliques sont transformés par deux principaux groupes bactériens

1.2.3.1-Bactéries acétogènes productrices obligées d'hydrogène :

Les bactéries qui convertissent les acides gras volatiles (AGV) en acétate, dihydrogène et CO_2 sont appelées « productrices obligées d'hydrogène » (Mata.Alvarez.J, 2003). Or ces réactions sont thermodynamiquement défavorables, comme le montre le (tableau 3) et ne peuvent donc se produire qu'avec une pression partielle de H_2 très faible (Batstone.J, et al., 2002).

Tableau I-3 Thermodynamique des réactions d'oxydation des (AGV)
(Bollon.J, 2012)

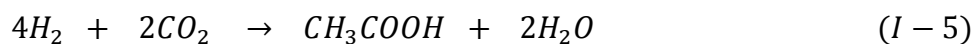
Substrat	Réactions	ΔG°	$\Delta G'$
Propionate	$CH_3CH_2COOH + 2H_2O = CH_3COOH + 3H_2 + CO_2$	0.68	-0.13
Butyrate	$CH_3CH_2CH_2COOH + 2H_2O = 2CH_3COOH + 3H_2$	0.30	-0.16
Palmitate	$CH_3(CH_2)_{14}COOH + 2H_2O = 8CH_3COOH + 14H_2$	0.55	-0.16

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

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 (AGV) soit thermodynamiquement possible. Cette consommation de l'hydrogène est réalisée par deux voie métaboliques, l'une d'elle est la seconde voie métabolique d'acétogénèse, appelée homoacétogénèse (voir paragraphe suivant), l'autre est la méthanogénèse hydrogénoclastique. 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 digesteur. (Mata.Alvarez.J, 2003).

I.2.3.2-Les bactéries homoacétogènes :

La formation d'acétate depuis le H_2 et le CO_2 , appelée homoacétogénèse 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



Cette voie métabolique est souvent associée à la digestion anaérobie se déroulant en conditions psychrophiles étant donné que les homoacétogènes sont plus aptes à s'adapter à des faibles températures comparés aux méthanogènes hydrogénotrophes. (Kotsyurbenko.O, et al., 2001).

Tableau I-4: Caractéristiques des Bactéries acétogènes
(Delfosse.Ph, 2010)

Bactéries acétogènes	
Caractéristiques.	bactéries relativement fragiles, sensibles à O ₂ , production de H ₂
gamme de pH optimal	[6,8 – 7,5].
temps de division	quelques jours (1-4 jours ; reproduction lente).
Sensibilité.	H ₂ en excès, H ₂ S, NH ₃ , sels, antibiotiques, variations de température.

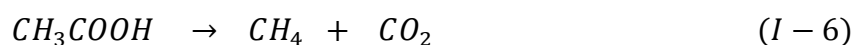
Des études ont avancé que l'homoacétogènes ne pouvait pas faire concurrence à la méthanogenèse en régimes thermophile et mésophile étant donné que cette dernière génère beaucoup plus d'énergie (Batstone.J, et al., 2002).

I.2.4-Méthanogenèse :

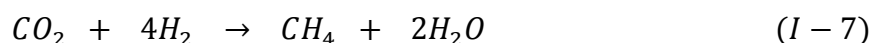
Dernière étape du processus de dégradation, Elle est considérée comme l'étape limitante dans le processus de dégradation des composés dissous. La méthanogenèse est réalisée par une classe spécifique de bactéries anaérobies strictes, les Archaea, qui peuvent utiliser divers substrats comme l'acétate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène, ou encore, pour certaines espèces, le méthanol et les méthylamines (Braun.R., 2007). Au sein de cette phase on distingue deux familles responsables de la synthèse de méthane :

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

Les méthanogènes acétoclastes utilisent l'acétate comme substrat selon la réaction globale suivante :



Les méthanogènes hydrogénotrophes réduisent le dioxyde de carbone avec du dihydrogène selon la réaction suivante :



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. Si cette voie métabolique est déséquilibrée, la formation d'acétate par acétogénèse est ralentie, ce qui se traduit par une accumulation des autres AGV.

Tableau I-5: Caractéristiques des Bactéries méthanogènes
(Delfosse.Ph, 2010)

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 I-1.

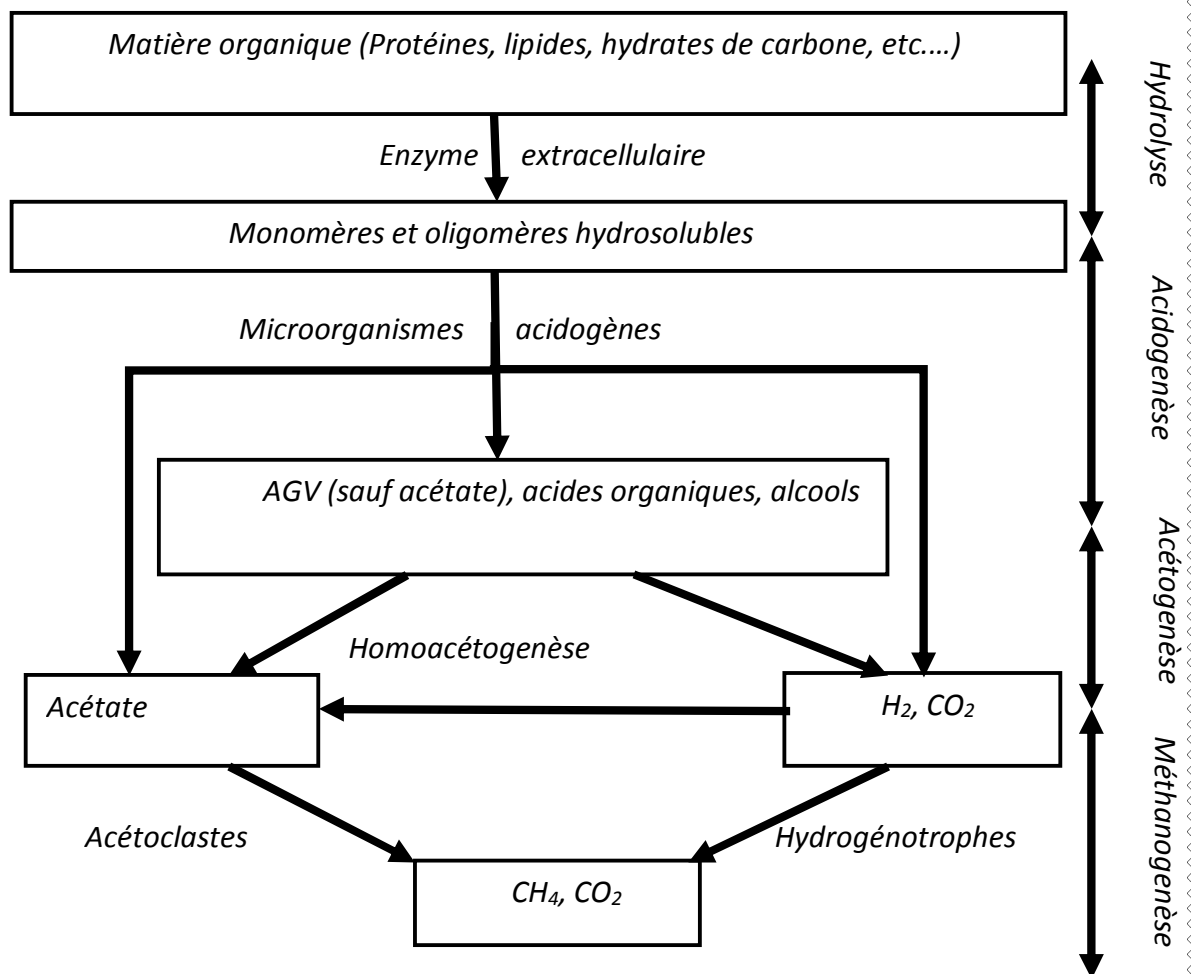


Figure I-1: Schéma de la chaîne trophique des étapes de la méthanisation

I.3.-Etapes secondaires :

I.3.1.-Sulfato-réduction :

Les bactéries sulfato-réductrices (BSR) 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.

Les bactéries sulfato-réductrices (BSR) sont capables de puiser leur énergie d'un grand nombre de substrats dont le dihydrogène moléculaire. 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 (S^{-2}) par respiration anaérobie. De ce fait, dans des environnements riches en composés soufrés, il peut y avoir compétition entre les bactéries homoacétogènes (BH), les bactéries méthanogènes (BM) et les bactéries sulfato-réductrices (BSR) pour la dégradation de l'acétate et de le dihydrogène (Visser.L, et al., 1996).

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 de 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).

I.4-Facteurs d'influence de la digestion anaérobie :

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 (Pommier.S, et al., 2007). 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 (Benbelkacem.H, et al., 2010).

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 (Bollon.J, 2012).

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) Par ailleurs, il existe une certaine valeur appelée capacité de rétention d'eau, au-delà de laquelle le taux d'humidité a une influence (Pommier.S, et al., 2007).

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.

- 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.

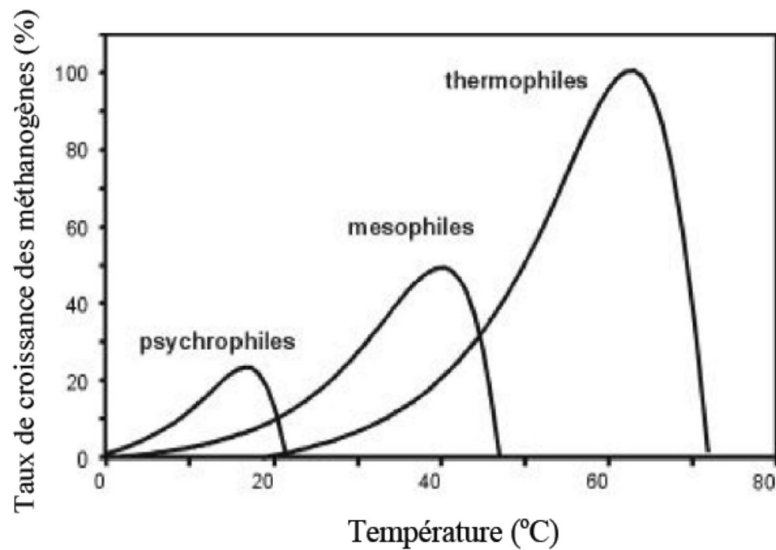


Figure I-2 : Les plages de températures où la croissance bactériennes est possible. (Batstone.J, et al., 2002).

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. D'une manière générale, la température affecte les réactions biochimiques suivant six axes (Batstone.J, et al., 2002) :

- 1) L'augmentation de la température induit une augmentation des vitesses de dégradation suivant la loi d'Arrhenius ;
- 2) L'augmentation de 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 assez élevées (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 entraîner 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 (Batstone.J, et al., 2002).

1.4.4-pH et l'alcalinité :

Le pH joue un grand rôle dans le fonctionnement biochimique et physico-chimique des milieux de digestion anaérobie. D'une part, il va pouvoir altérer le fonctionnement de

certaines microorganismes, d'autre part, il va influencer sur les équilibres chimiques. Les organismes peuvent être séparés en fonction de leur pH optimal de croissance :

- 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 supporte des pH variant entre 6 et 8, avec une activité optimale autour de 7 (Igoni.A., et al., 2008). Le pH est facile à mesurer et les électrodes actuelles permettent une mesure correcte avec le temps dans ces milieux. 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. (Igoni.A., et al., 2008).

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 7 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. (Kalloum.S, et al., 2007)

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.

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 $\text{C}_2\text{H}_7\text{O}_2\text{NP}_{0.06}\text{S}_{0.1}$ (Braun.R., 2007). 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. 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 (Igoni.A., et al., 2008).

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. 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. 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). (Hesse.J, 2007)

I.4.6-Autres inhibiteurs :

Un certain nombre d'autres éléments sont susceptibles de rentrer en jeu dans les phénomènes d'inhibition de la digestion anaérobie. Voire 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 méthanogénèse.

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 ainsi que le sodium. (Bollon.J, 2012).

Les métaux lourds peuvent présenter des effets inhibiteurs de la digestion anaérobie, même à des concentrations faibles, de l'ordre de 1 mg/L (Mata.Alvarez.J, 2003). Les métaux lourds qui présentent le plus de toxicité pour la digestion anaérobie sont le cuivre, le chrome, le cadmium, le zinc, le nickel, le plomb, le cobalt, et le fer (Jin.P, et al., 1998), (Bollon.J, 2012).

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 (Lin.C, 1999).

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 (Lin.C, 1999).

Le sulfure d'hydrogène possède un effet inhibant vis-à-vis de la formation de méthane et d'acétate en digestion anaérobie (Mora-Naranjo.N, et al., 2003) 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 (Bollon.J, 2012).

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 (Ahring.B, 1988). Simultanément, ceci peut causer un arrêt de la production de méthane, une hausse des concentrations en AGV (propionate, butyrate), qui peut entraîner une baisse de pH et une défaillance du digesteur.

I.5-Digesteurs anaérobies :

La teneur en matière sèche (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. 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 sèche (MS). Elle est dite « sèche » pour des déchets dont le pourcentage de MS est compris entre 20 et 50%. En deçà de 5% de MS, c'est la digestion anaérobie des effluents liquides, tandis

qu'au-delà de 55% de MS, le substrat est difficilement traitable par digestion anaérobie (Moletta.R, 1989).

Trois caractéristiques essentielles servent à distinguer les systèmes de digestion.

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

I.5.1-Modes d'alimentation du substrat dans le digesteur :

I.4.1.1-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.

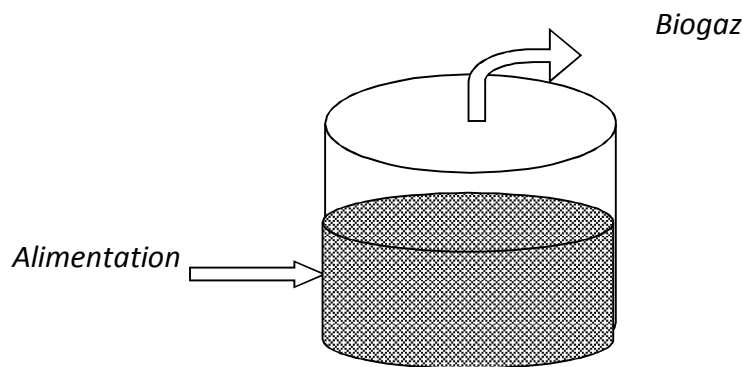


Figure I-3 : Digesteur discontinu (batch)

I.4.1.2-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**»

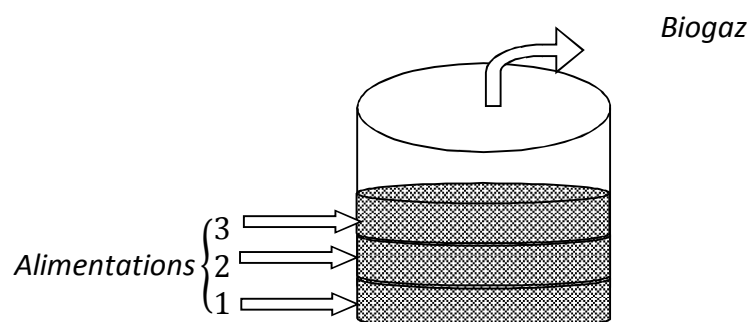


Figure I-4 : Digesteur semi-continue ou «Fed batch»

I.4.1.3-Les réacteurs 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.

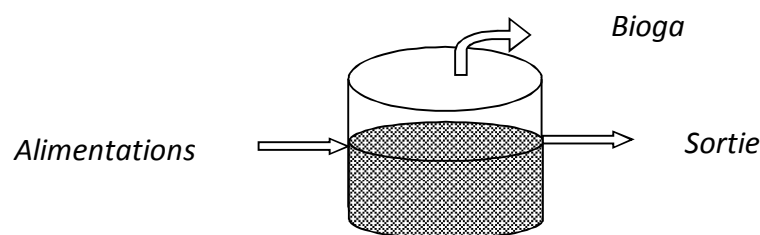


Figure I-5: Digesteur continu

I.5.2-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.

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.

1.5.3-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.

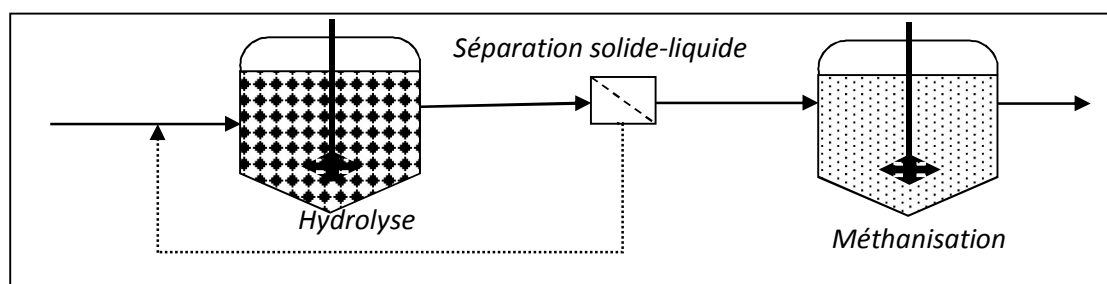


Figure I-6: la digestion à deux étapes.

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. (Membrez.Y, 1993)

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-étape, au cours duquel les mêmes réactions biologiques se déroulent à l'intérieur de deux digesteurs placés en série

II. MODELISATION DE LA METHANISATION :

II.1 -Introduction

La notion de "modèle" évoque une représentation simplifiée d'un concept, ou d'un processus. 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 :

- a. 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).
- b. Les modèles "boîtes-noire" : si le processus est trop complexe, et/ou si les phénomènes qui le régissent sont 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. 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, pour représenter les relations entre les entrées et les sorties, des équations (algébriques, différentielles, ou récurrentes) paramétrées, 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
- c. 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 les connaissances et les mesures. Cette modélisation est à mi-chemin entre les modèles boîtes-noire et boîtes-blanche, comme dans notre cas (la méthanisation).

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.

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

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. 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...).*

II.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 (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. La phase suivante "formulation du problème" pour définir les limites du modèle et d'en déduire sa validité. 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. Pour 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 ci-dessous.

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. (Hesse.J, 2007)

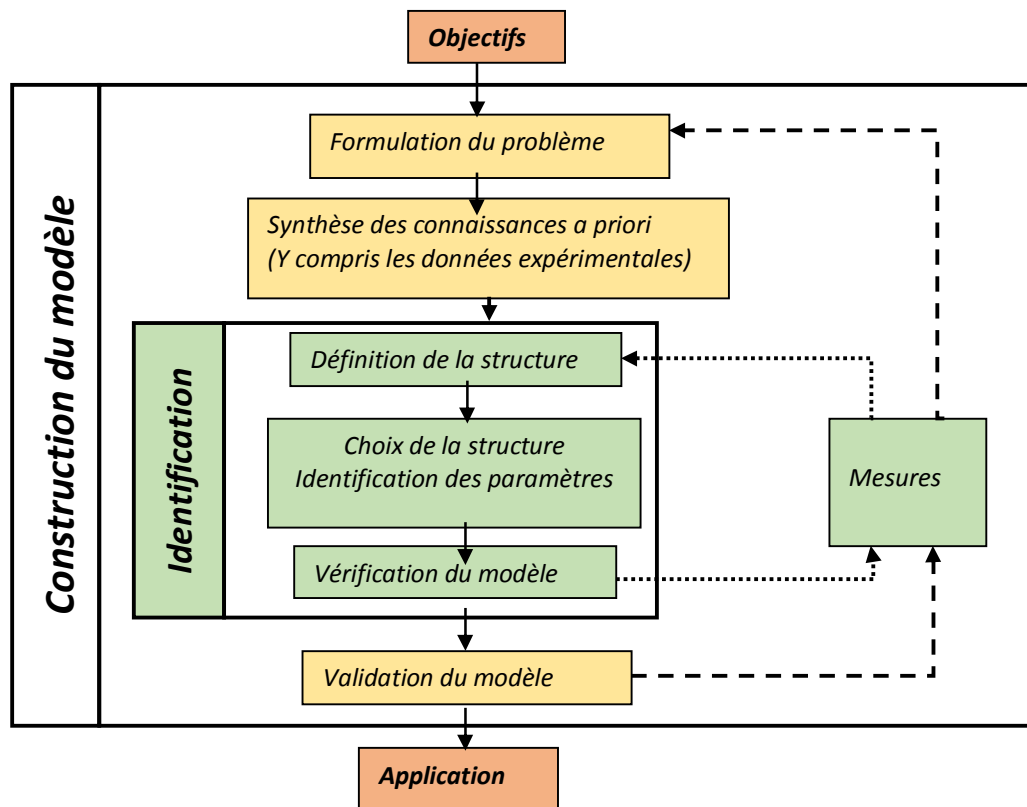


Figure II-1 : Processus de construction d'un modèle (Hesse.J, 2007).

II. 3 -Modèles de la digestion anaérobie

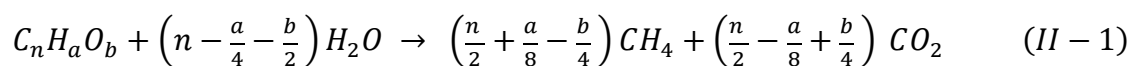
La modélisation de la digestion anaérobie est basée, comme la plupart des modèles biologique, sur des lois empirique. Nous citons ainsi les propriétés générales pour bien faire un modèle biochimique.

- 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)

A la suite des propriétés précédentes, nous construisons la procédure générale à suivre afin de construire des modèles sur la digestion anaérobie.

II. 3.1-Approche 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). 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. (Manfred.L, 2010).



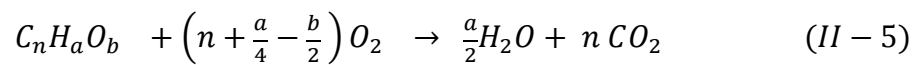
A l'aide de cette relation, il est possible d'exprimer le potentiel de biogaz, de méthane et de dioxyde de carbone théorique de la matière organique (MO), en litre de biogaz (exprimé dans les CNTP) par gramme de (MO), selon :

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

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

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

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 :



La DCO peut s'écrire :

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

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).

II. 3.2-Limites de l'approche stœchiométrique :

Selon Angelidaki & Sanders (2004), 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. 3.3-Approche 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 :

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

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 : $C(t_{1/2}) = \frac{C_0}{2}$

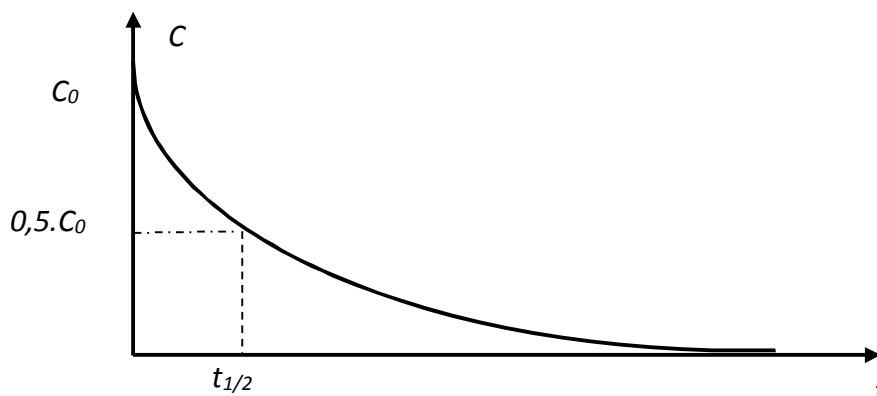


Figure II-2 : Le temps de demi-réaction.

(Dominique.M, 2006)

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 :

$$V(t) = P_{CH_4} \cdot M_0 (1 - e^{-kt}) \quad (II - 15)$$

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 $[L]^3 \cdot [M]^{-1}$

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).

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.

II. 3.4-Approche 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. (Dominique.M, 2006)

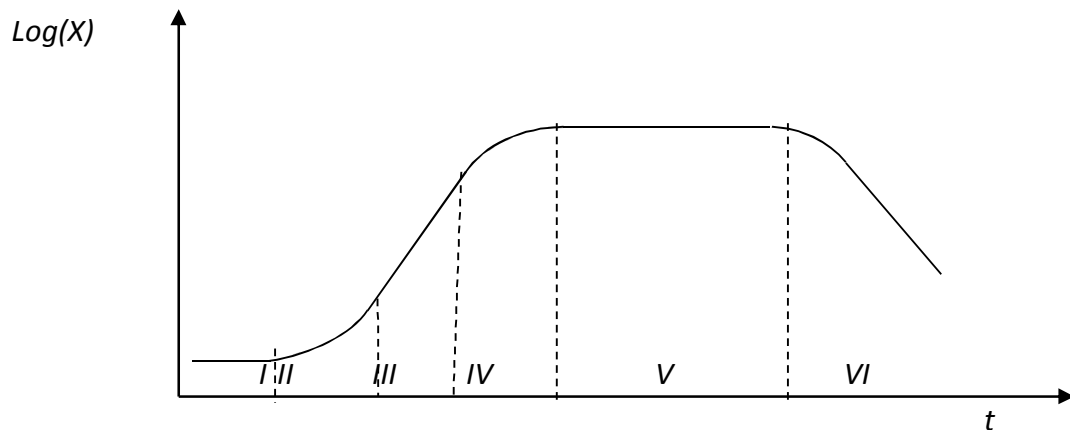


Figure II-3: Différents stades de la croissance bactérienne (régime discontinu).
(Dominique.M, 2006)

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 : Constante de saturation (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. (Dominique.M, 2006)

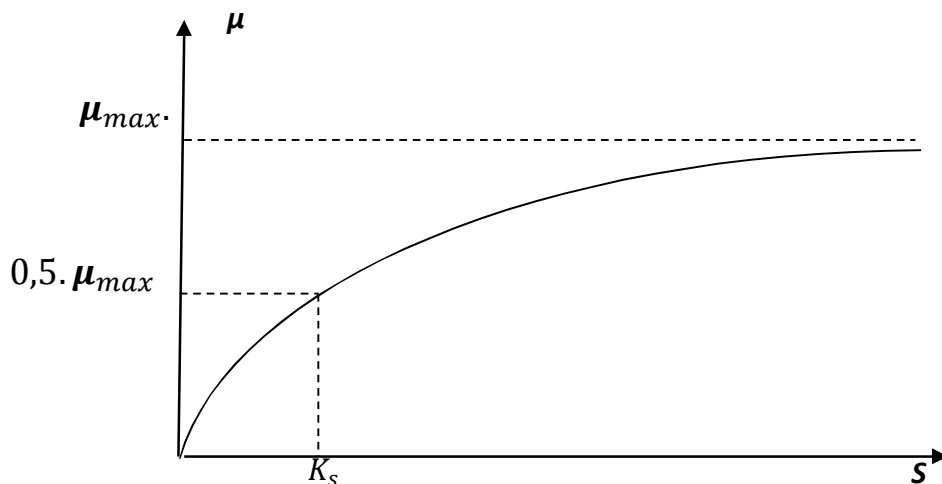


Figure II-4 : Représentation graphique de l'équation de Monod.

(Dominique.M, 2006)

- **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} la division cellulaire donne alors fréquemment une cellule morte sur les deux cellules produites. Enfin un début de lyse proprement dite apparaît
- **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 décrit 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 ($g \cdot L^{-1}$)

$\mu ; \mu_{max}$ 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 microorganismes 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 (en pratique $[S_0] > 32K_s$) 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 [Monod, 1949].

Tableau II-1 : Récapitulatif des différents modèles de cinétique de biodégradation en fonction de la concentration en substrat S et de la densité de la population microbienne X

(Battersby.N, 1990)

Modèles	$-\frac{dS}{dt}$	Constantes de vitesse (unités)
1- Ordre-1	$k[S]$	$k = \mu_{max} \frac{[X_0]}{K_s} (h^{-1})$
2- 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	$k \cdot [S] ([S_0] + [X_0] - [S])$	$\frac{\mu_{max} \cdot}{K_s} (L \cdot mg^{-1} \cdot h^{-1})$
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. 3.5 -Modèle ADM1

C'est un modèle générique, baptisé ADM1 (IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes, 2002), a été proposé par un groupe 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.

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

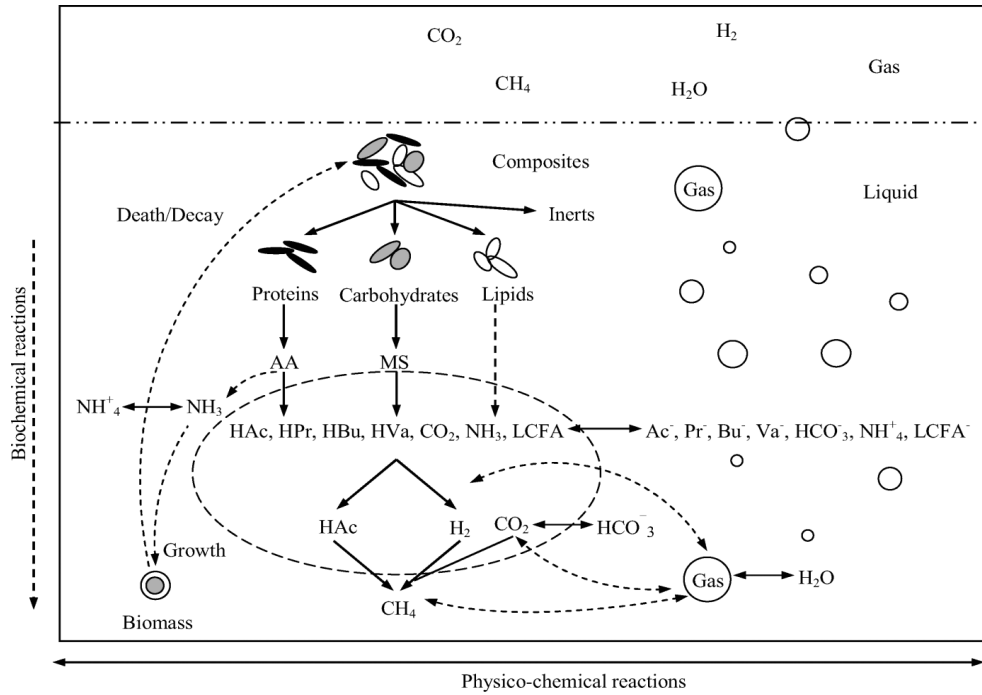


Figure II-5 : Processus général de la digestion anaérobie dans ADM1
(Batstone.J, et al., 2002)

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

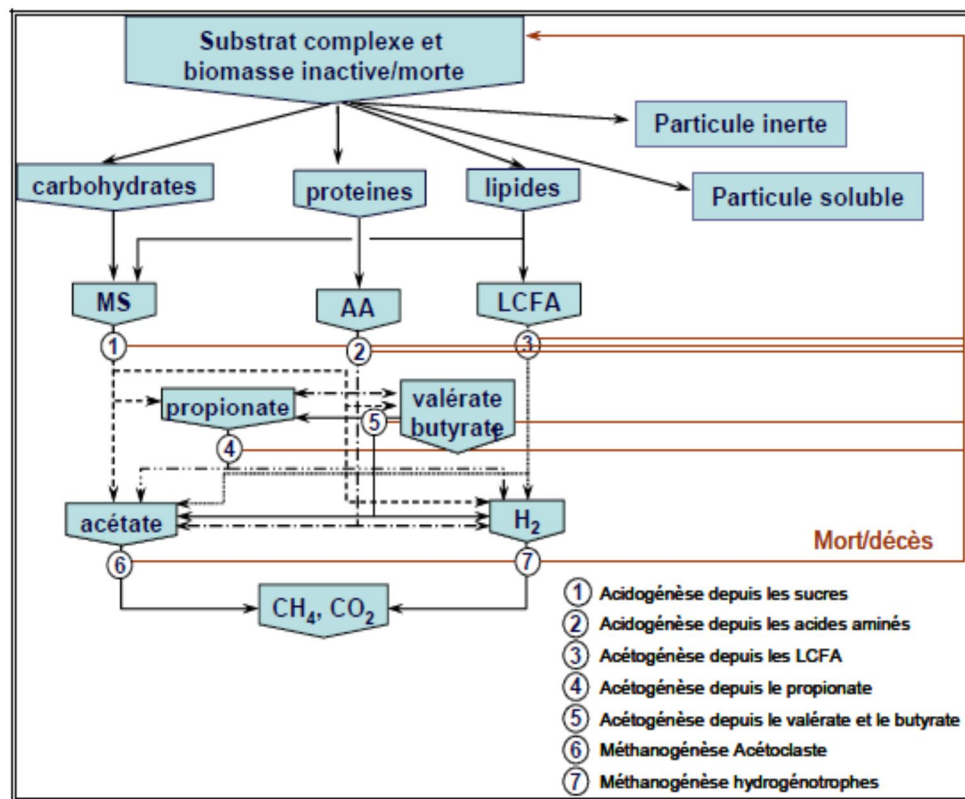


Figure II-6 : Processus biochimiques dans ADM1
(Batstone.J, et al., 2002)

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

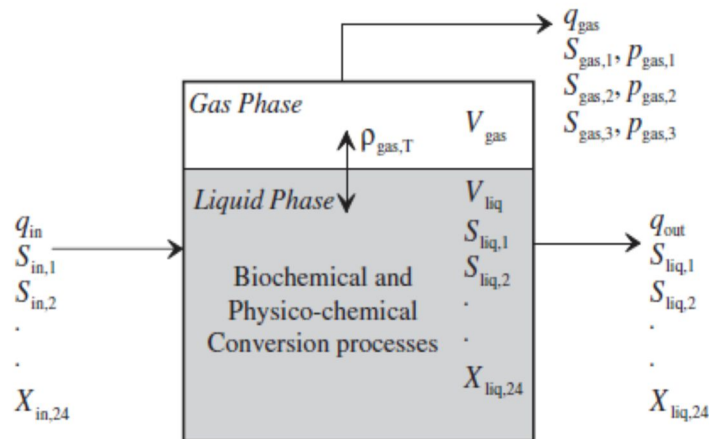


Figure II-7 : Diagramme schématique d'un digesteur typique à un seul bac
(Batstone.J, et al., 2002)

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 (k_{La}).

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



Figure II-8 : Photographie du réacteur pilote pour le traitement des vinasses de distillerie et son instrumentation

(Batstone.J, et al., 2002)

Si ce modèle est séduisant par l'exhaustivité des phénomènes qu'il permet de décrire, sa grande complexité (26 équations 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.

Un modèle plus synthétique, baptisé AM2 (Bernard.O, et al., 2001) représente les principaux flux de masse en ne considérant que deux populations bactériennes ; les acidogènes et les méthanogènes. Sa structure simple (en comparaison du modèle ADM1) se prête plus aisément à des procédures de calibration et permet le développement de capteurs logiciels et de stratégies de contrôle

II. 3.6 -Modèle AM2

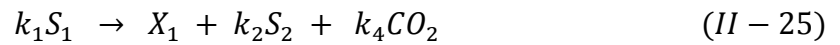
Le modèle AM2 (Bernard.O, et al., 2001) fut développé dans le cadre du projet européen AMOCO(Advanced MOnitoring and COntrol system for anaerobic), sur la modélisation et le contrôle de procédés de digestion anaérobie. Ce modèle à bilan de masse dérive du modèle pour le réacteur infiniment mélangé.

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 à deux étapes :

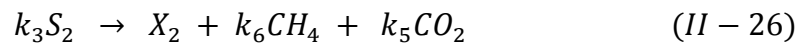
Dans la première étape appelée acidogénèse, le consortium des bactéries acidogènes (X_1) transforme la matière organique (S_1) en AGV (S_2) et dioxyde de carbone (CO_2) Dans la deuxième étape appelée méthanogénèse, la population des méthanogènes (X_2) convertit (S_2) en méthane CH_4 et CO_2 (Bernard.O, et al., 2001).

- Les réactions biologiques des deux étapes sont décrites par les schémas réactionnels suivants :
- Acidogenèse :



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 .

- Méthanogenèse :



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 (Bernard.O, et al., 2001).

Le modèle général AM2 à deux étapes tel qu'il a été proposé dans la littérature (Bernard.O, et al., 2001) considère six variables d'état nommées :

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.

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

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

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

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

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

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

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

La signification de l'ensemble des variables et des paramètres est donnée dans la nomenclature en (annexe-1).

II. 3.7 -Différences de complexité des modèles AM2 et ADM1

Le tableau suivant (tableau 7) 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'acétogénèse et la méthanogénèse 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-2 : Différences de complexité des modèles ADM1 et AM2.
(Hesse.J, 2007)

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

La très grande différence entre ces deux modèles soulève la question de la légitimité et 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. Par ailleurs (Bernard.O, et al., 2006) ont montré que dans de nombreux cas, des modèles très simples étaient suffisants pour prédire correctement un certain nombre de variables.

III. MATERIELS ET METHODES

III.1-Expérimentation

La partie expérimentale a été réalisée dans le laboratoire de la division conversion thermique et thermodynamique au sein de l'Unité de Recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien d'ADRAR.

III. 1.1-Préparation des réacteurs

Nous avons préparé douze réacteurs d'un litre de volume 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 (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 inoculum (RSI) (3 ; 2 ; 1.5 et 1) (tableau III-1) avec le même taux de dilution. Le substrat constitué de déchet de cuisine « épiluchures » 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 $35\pm 2^{\circ}\text{C}$ (figure III-2). (Raposo.F, et al., 2009).



Figure III-1 .Photo préparation des digesteurs

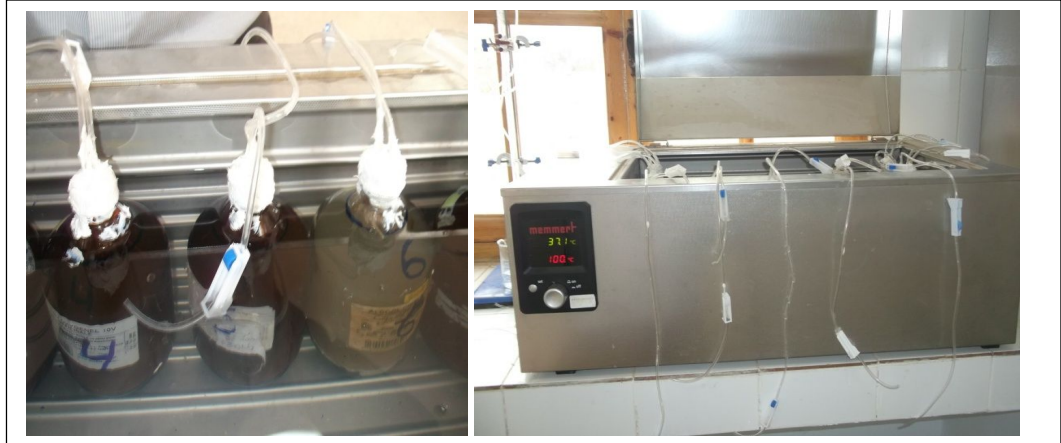


Figure III-2 Photo digesteurs émergés dans le bain marie

Tableau III-1 : identification des réacteurs

Réacteur	Substrat (g MV/L)	Inoculum (g MV/L)	RSI
R1	12	4	3
R2	8	4	2
R3	6	4	1,5
R4	4	4	1

III .1.2-Methodes 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, 1999*). 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. (*Joseangel.S, et al., 2007*).

III.1.2.1-Détermination de la teneur en matière sèche et en matière volatile

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**). (*APHA, 1999*).

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). (APHA, 1999).

a)-Matériels :

Etuve à température contrôlée par thermostat avec ventilation forcée de l'air et capable de maintenir une température entre (105 ± 2°C), Four à moufle 550 °C, Dessiccateur avec agent déshydratant actif, Balance analytique de précision et Récipients en matériau n'absorbant pas l'humidité ;



Figure III-3 : Photographie de Matériel utilisé pour la détermination de MS et MV

b)-Méthode :

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). (APHA, 1999)

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

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

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

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. 1.2.3 -Détermination du PH

Les mesures de pH sont réalisées chaque jour à l'aide d'un pH-mètre Basic.20. 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. (Kalloum.S, et al., 2007)

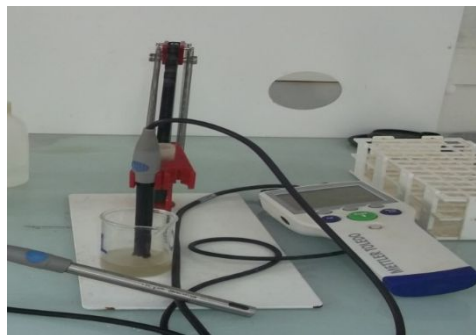


Figure III-4.Détermination de PH

III. 1.2.4 -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.

a)-Matériel :

Béchers, Epruvette, Seringue, PH-mètre, Burette et Plaque chauffante.

b)-Méthode

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.

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. (APHA, 1999).

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

$$TAC = \frac{V \cdot N \cdot 1000}{V_e} \quad \left(\frac{m\acute{e}q}{l} \right) \quad (III - 3)$$

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 :

$$TAC = \frac{V \cdot N \cdot 50000}{V_e} \left(\frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \text{CaCO}_3 \right) \quad (\text{III} - 4)$$

TAC : alcalinité totale (mg/l CaCO_3) ;

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 ;

50 000 : poids d'un équivalent de CaCO_3 exprimé en mg.

- L'acidité exprimée en méq/l est déterminée comme suite :

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

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

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

AGV : acidité totale (mg/l) ;

V_2 : Volume de NaOH pour augmenter le pH de la solution de 3,5 à 4 ;

V_3 : 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.1.2.5 -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 CO_2 afin de déterminer le volume de Méthane. (Joseangel.S, et al., 2007)

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 organique ménagère par voie sèche dans un digesteur discontinue (batch). L'objectif de ce modèle est de décrire et prédire l'évolution de la production du méthane au cours du temps, de ce procédé de digestion anaérobie par voie sèche discontinue (batch). La Modélisation et la simulation comporte deux modèles.

Modèle A : c'est Un modèle mathématique inspiré de modèle AM2 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 du méthane ainsi que l'influence des différents paramètres sur le procédé en général.

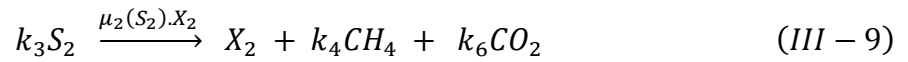
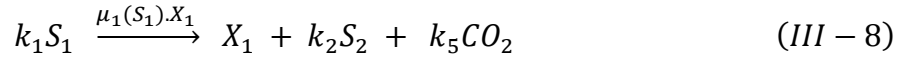
Modèle B : C'est notre propre modèle. Son objectif est de montrer que dans de nombreux cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables et que les étapes intermédiaires revêtent une importance moindre que l'étape finale de méthanogenèse et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

III.2.1- Modèle. A

Ce modèle est inspiré de modèle AM2 (Bernard.O, et al., 2001)

La digestion anaérobie est réduite à deux phases, l'acidogenèse équation (III-8) et méthanogènes équation (III-9). Le taux de croissance bactériens 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 (Bernard.O, et al., 2001). 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 expérimentales et les résultats de la simulation « temps de latence, volume maximal journalier de Méthane, volume total cumulé de Méthane ».



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

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

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

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

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

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

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

III.2.2-Modèle B

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 revêtent une importance moindre que l'étape finale de méthanogenèse et l'utilisation d'un modèle très simple peut se justifier.

Les principales hypothèses pris en considérations sont les suivantes :

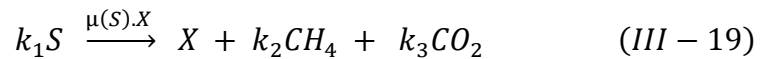
- a. Le substrat sèche totale ou la matière sèche (MS) est composée de deux parties, l'une volatile (substrat volatile (MV)) qui représente la matière organique (MO), et le reste, c'est la partie inorganique (substrat non volatile

(MNV)). Aussi le substrat volatile se subdivise en deux : Substrat volatile biodégradable (MV_B) et substrat volatile non biodégradable (MV_{NB}) ou difficilement biodégradable ;

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

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

b. La digestion anaérobie est réduite au minimum en une seule phase « méthanogène »



c. L'évolution temporelle de la production du Méthane. par l'équation de Gompertz modifié (Rouez.M, 2008).

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

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.

d. Les paramétrés (R_m et L) sont en fonction de RSI (ratio substrat/inoculum). Le volume maximal de Méthane cumulé G_m est en fonction de la concentration initiale de la matière volatile $[MV]_0$.

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

*Les relations reliant le ratio substrat/ inoculum (**RSI**) 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(**R²**).*

IV. RESULTATS ET DISCUSSIONS

IV.1-Experimentation

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

Les résultats obtenus sont les suivant.

Tableau IV-1 Matière sèche (%MS) et matière volatile (%MV) pour le substrat et l'inoculum

Echantillon	MS% $\pm \sigma$	MV% $\pm \sigma$
Substrat (déchet de cuisine)	13,44 \pm 0,04	92,04 \pm 1,78
Inoculum (bouse de vache)	27,94 \pm 0,85	67,24 \pm 0,27

On remarque que le substrat contient une grande quantité d'eau son contenu en matière sèche est de 13,44%. Mais en revanche son contenu en matière volatile est de 92% donc il est riche en matière organique (les déchets sont d'épluchure des légumes fraîches). Tandis que l'inoculum représente un taux de matière sèche de 27,94% et 67,24% de matière volatile.

IV.1.2–Variation du pH :

Le pH joue un grand rôle dans le fonctionnement biochimique et physico-chimique des milieux de digestion anaérobie. D'une part, il va pouvoir altérer le fonctionnement de certains microorganismes, d'autre part, il va influencer sur les équilibres chimiques. Les bactéries impliquées dans la digestion anaérobie supportent des pH variant entre 6 et 8, avec une activité optimale autour de 7 (Igoni.A., et al., 2008).

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 » (Igoni.A., et al., 2008). 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. Une correction du pH a été réalisée le 3^{ème} jour avec une solution de NaOH 0,1N pour atteindre un pH autour de 7. La figure IV-1 ci-après illustre les différentes courbes d'évolution du pH au niveau de

quatre séries des digesteurs expérimentaux étudiés. Les résultats obtenus sont en accord avec celles de (Raposo.F, et al., 2006) et (Zhuang.Z, et al., 2013)

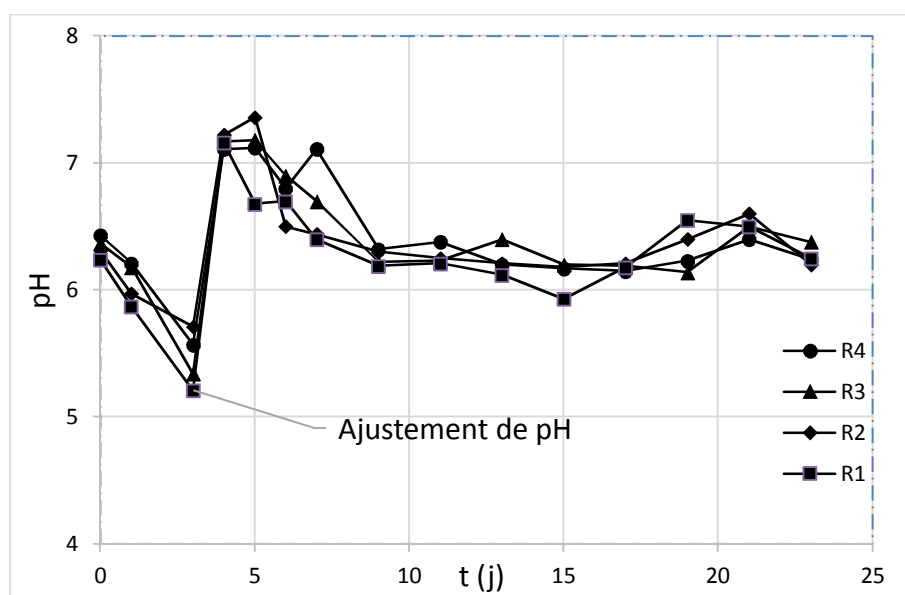


Figure IV-1 : variation des pH en fonction du temps pour les quatre réacteurs.

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 signifié qu'un équilibre entre production et consommation de ces acides est établie et le processus en général sera stable. (Igoni.A., et al., 2008).

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.

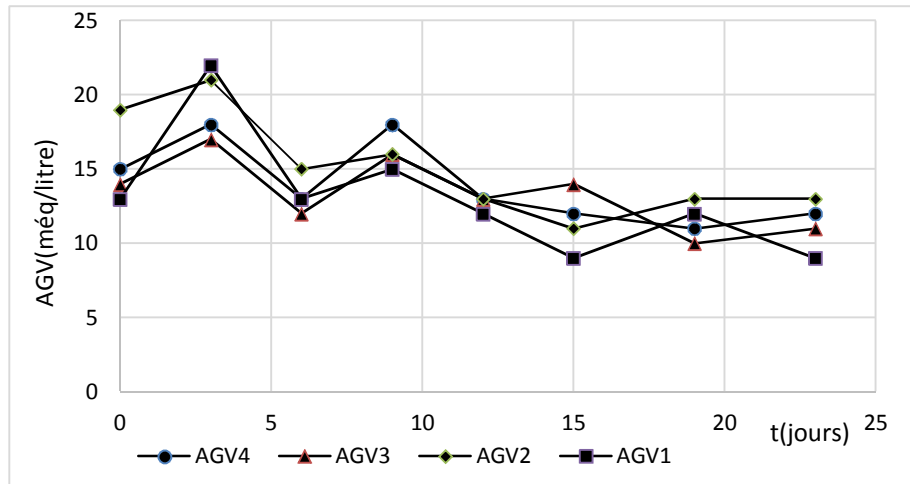


Figure IV-2 : L'évolution des Acides gras volatil (AGV) en fonction du temps

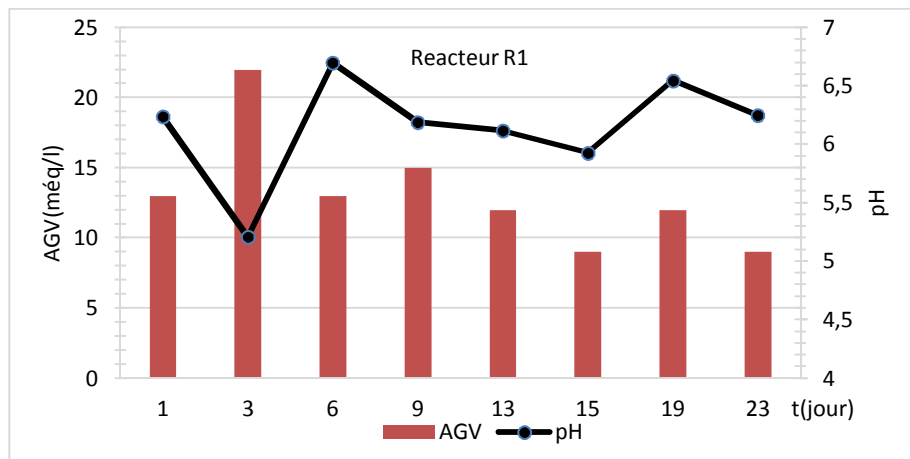


Figure IV-3 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R1)

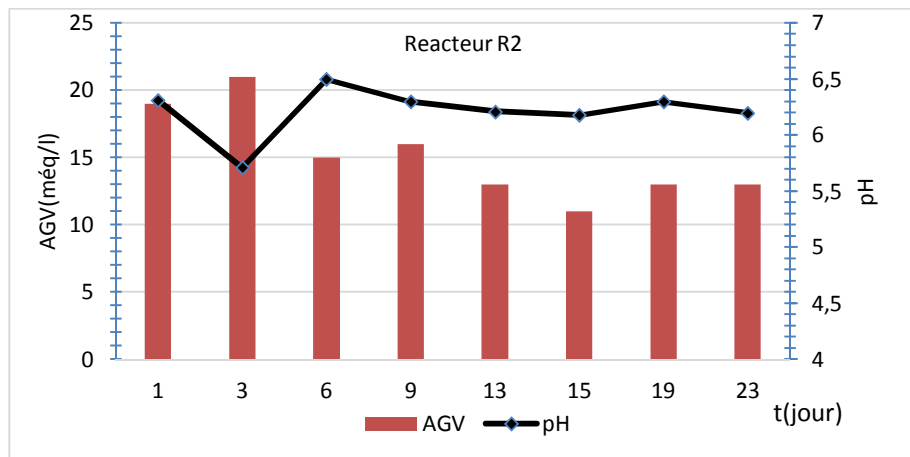


Figure IV-4 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps (R2)

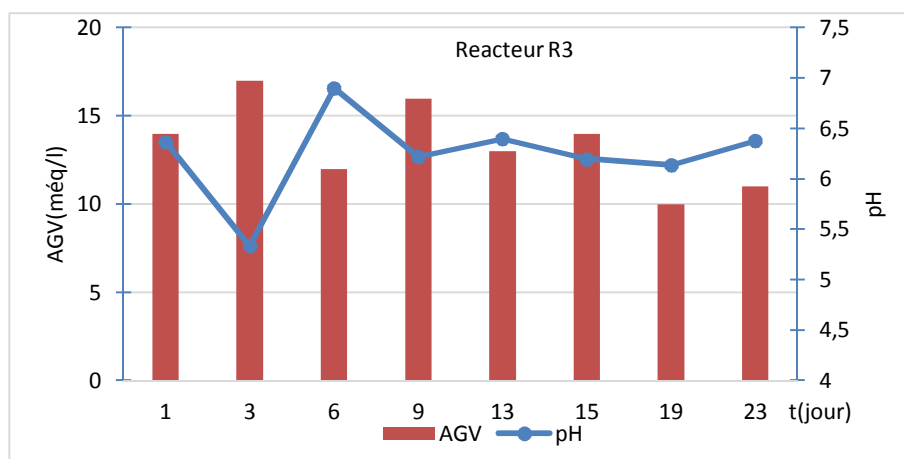


Figure IV-5: Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R3)

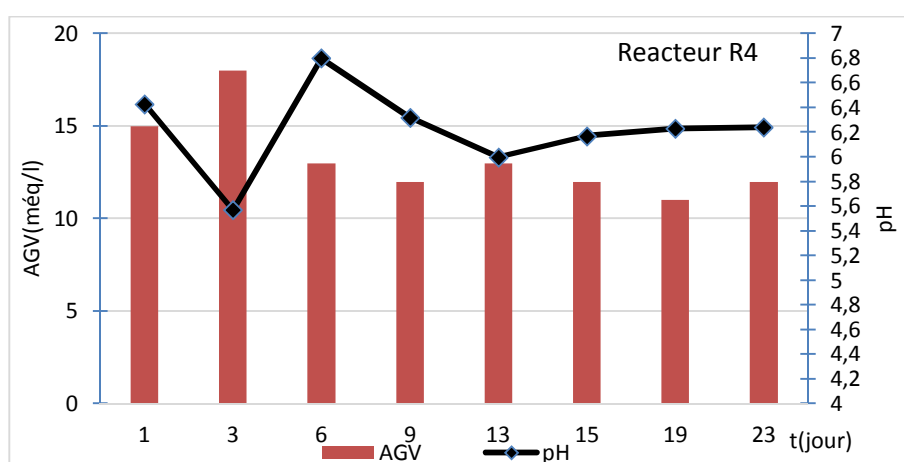


Figure IV-6 : Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps(R4)

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. 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 acétogénèse. En fin, la dernière phase est une phase de stabilisation des deux paramètres mesurés dans cette phase un équilibre entre production et consommation des acide 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

acétogénèse 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 alentour d'une valeur de 40 méq/l (figure IV-7).

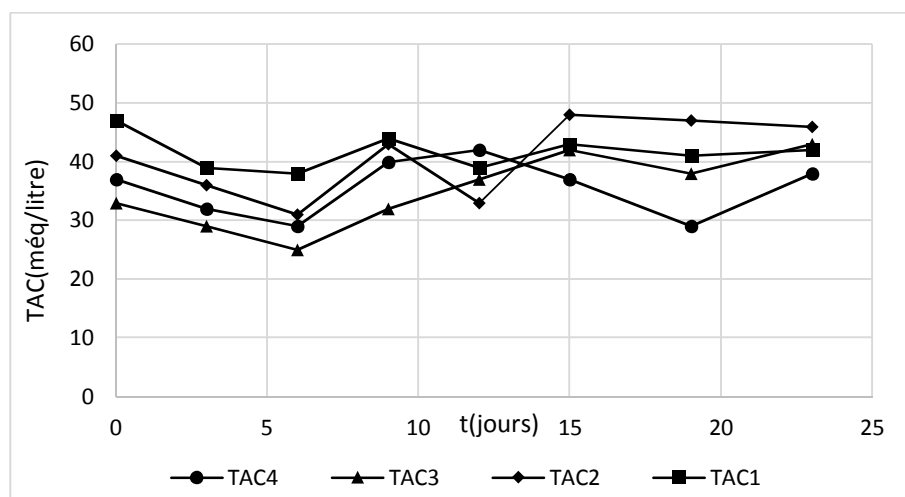


Figure IV-7 : l'évolution des titres d'alcalinités complets (TAC) en fonction du temps

Le rapport (AGV/TAC) est un indicateur de stabilité de la digestion. Les résultats (figure IV-8) montrent que le milieu réactionnel possède un taux d'alcalinité important, ce qui lui permet d'assurer un rapport (AGV/TAC) inférieur à 0,5. Cette valeur citée par plusieurs auteurs et explique le bon fonctionnement de digesteur. (Batstone.J, et al., 2002). (Raposo.F, et al., 2009).

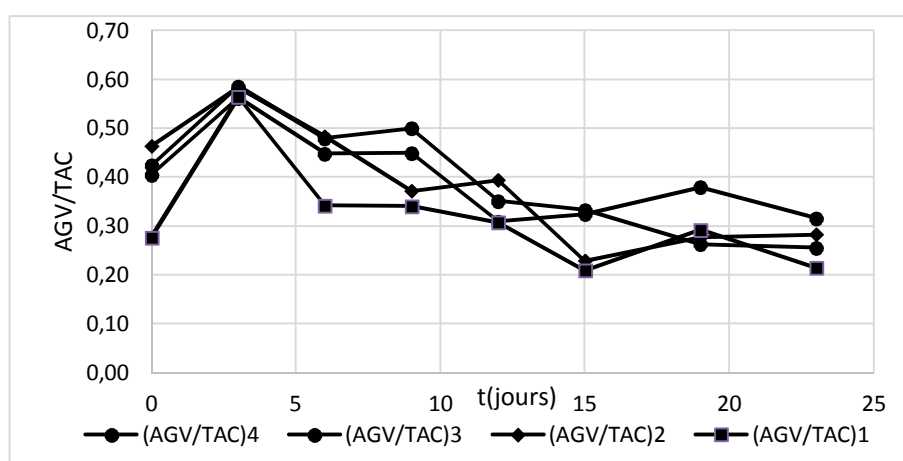


Figure IV-8 : le rapport (AGV/TAC) en fonction du temps

IV.1.5 –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) (Joseangel.S, et al., 2007) afin d'éliminé 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 et donc peuvent être modélisées par l'équation de Gompertz (III-20). Les résultats obtenus sont en alignement avec ceux de : (Vavilin.V, et al., 2008) ; (Shungang.W, et al., 2013) ; (Raposo.F, et al., 2006) et (Angelidaki.I, et al., 2009).

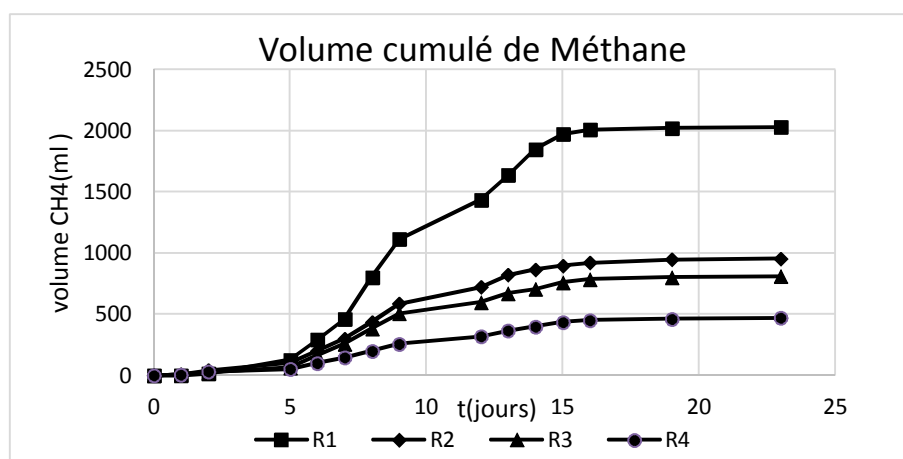


Figure IV-9 : les volumes cumulés de méthane en fonction du temps pour les quatre réacteurs..

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 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 (Comme exemple : voir figure IV-10) et cela pour éviter l'encombrement du schéma global.).

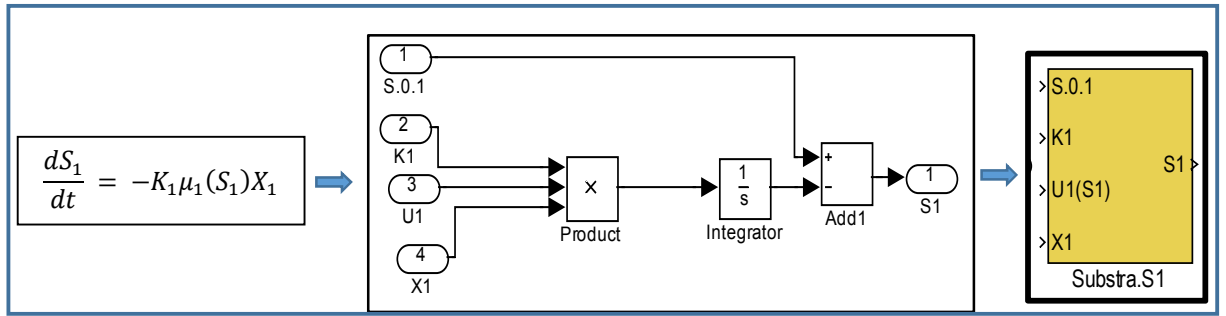


Figure IV-10 : Exemple: simulation de l'équation (III-12)

Ainsi pour chaque constant ou coefficient des paramètres suivants : (S_{01} , μ_{1max} , μ_{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 , μ_1 , μ_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 (voir figure IV-11)

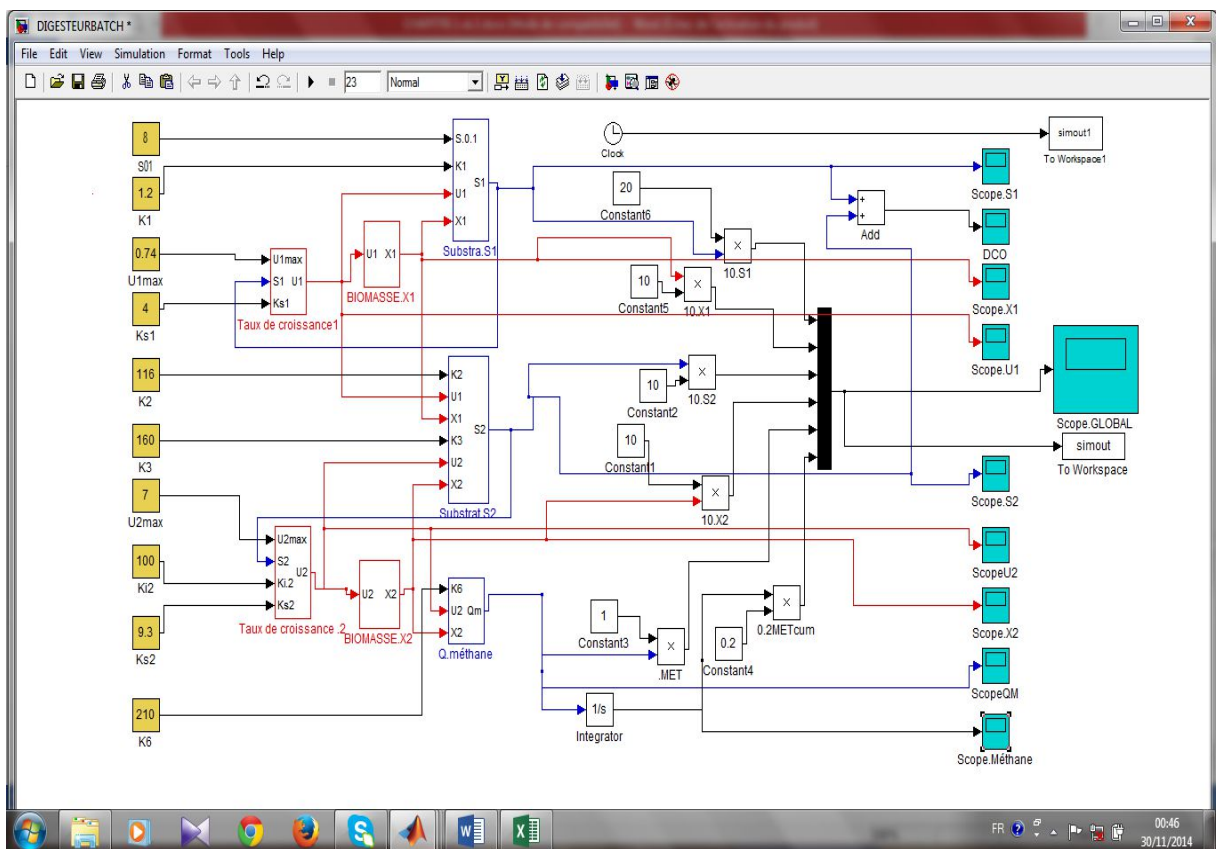


Figure IV-11: capture d'écran schéma de la simulation proposé modèle A

La figure IV-12 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 , G_M et $G_{M,cumulé}$) pour une charge de 6g de substrat et 4g d'inoculum.

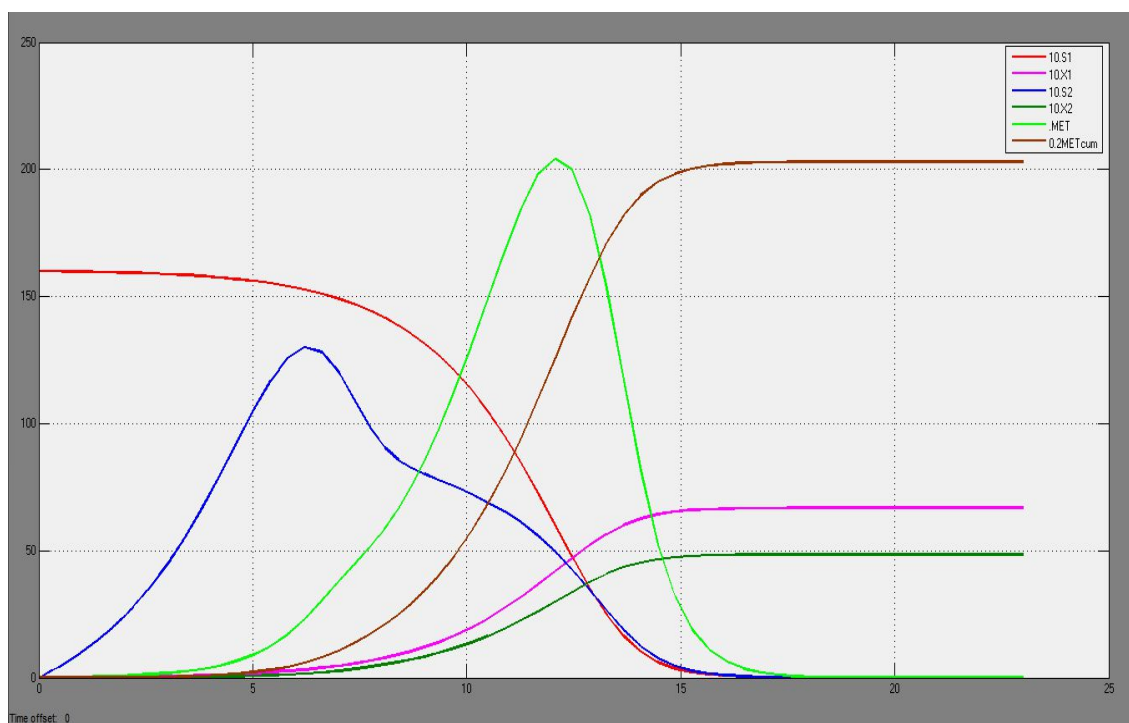


Figure IV-12: Capture d'écran Scope globale « pour une charge de 6g de substrat et 4g d'inoculum »

La Lure et la forme des courbes changent 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 le processus en générale. Mais comme notre objectif principal c'est la production du Méthane, 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-13, IV-14, IV-15 et IV-16).

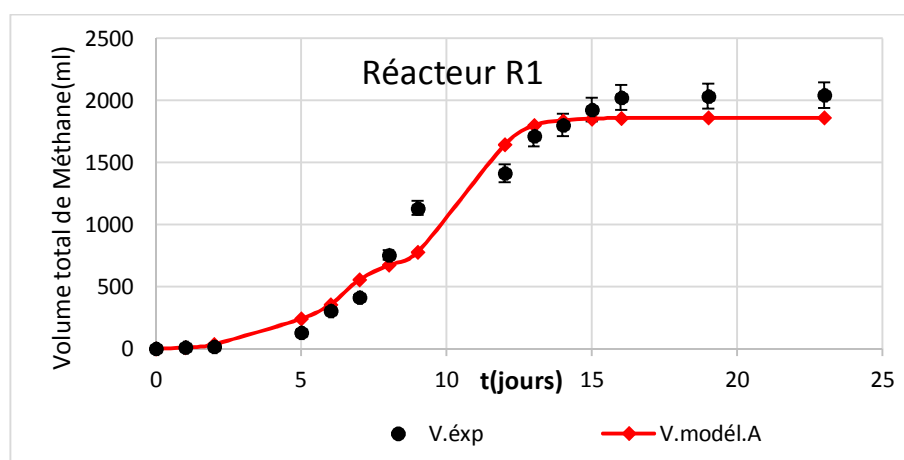


Figure IV-13 : Evolution de Volume cumulé de Méthane V(éxp) et V(modèle A) R1

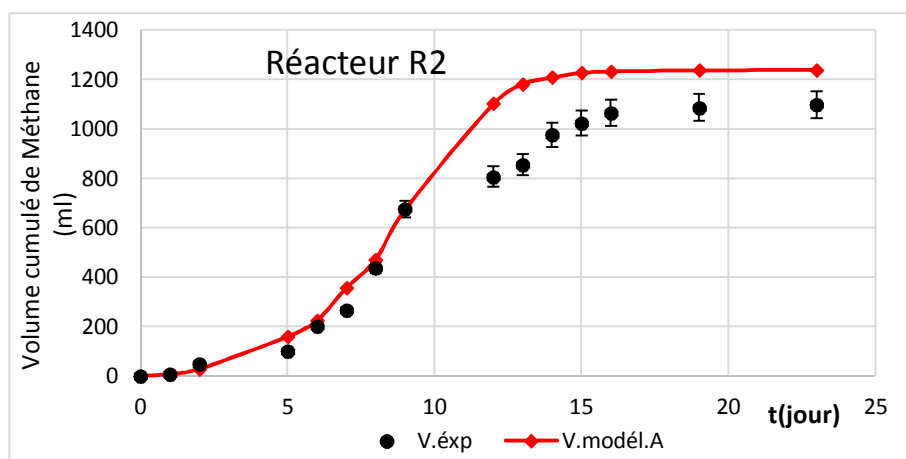


Figure IV-14 : Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R2

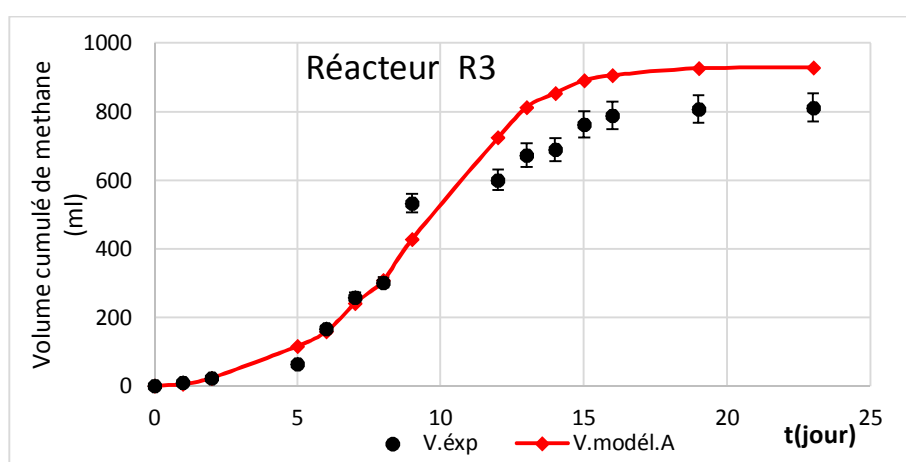


Figure IV-15 : Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R3

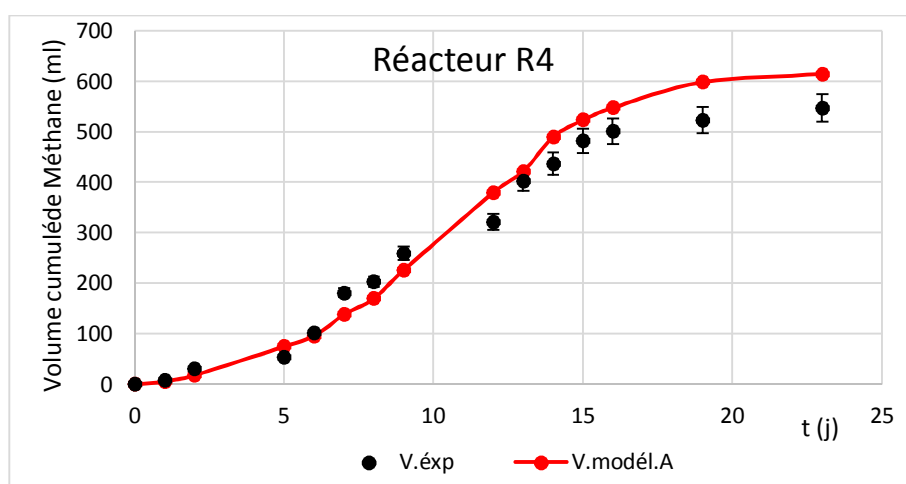


Figure IV-16 : Evolution de Volume cumulé de Méthane $V(\text{éxp})$ et $V(\text{modèle A})$ R4

D'après les figures (IV-13, IV-14, IV-15 et IV-16) les résultats de simulation pour les quatre réacteurs est très acceptable en général. Pour confirmer cette remarque et en déduire 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

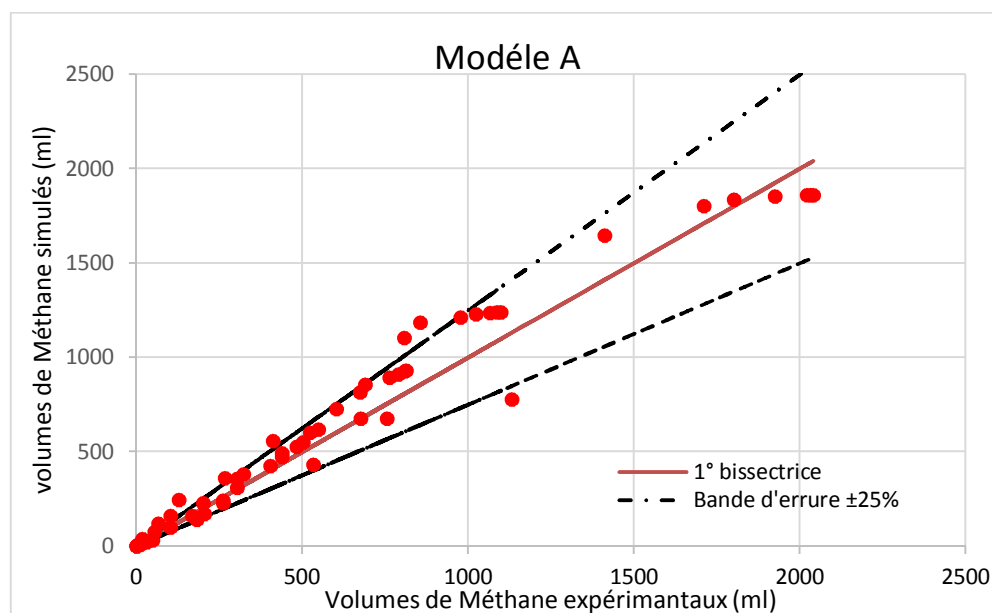


Figure IV-17 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 25\%$

Modèle A

D'après la figure IV-17, parmi les soixante points figuratifs, seulement Cinque 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 ($1 \leq RSI \leq 3$ et $4 \text{ g/L} \leq MV \leq 12 \text{ g/L}$).

IV.2.2- Simulation parle modèle B :

Dans cette partie on a utilisé Matlab simulink afin de simuler le volume cumulé de méthane par le modèle (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 entrés, l'une pour le ratio substrat/inoculum (RSI) et l'autre pour la matière volatile (MV) et une sortie représentée par un scope pour simuler le volume totale cumulé de Méthane ce qu'est notre objectif finale. L'implémentation de différentes relations dans Matlab simulink se traduit par le schéma (figure.IV-18).

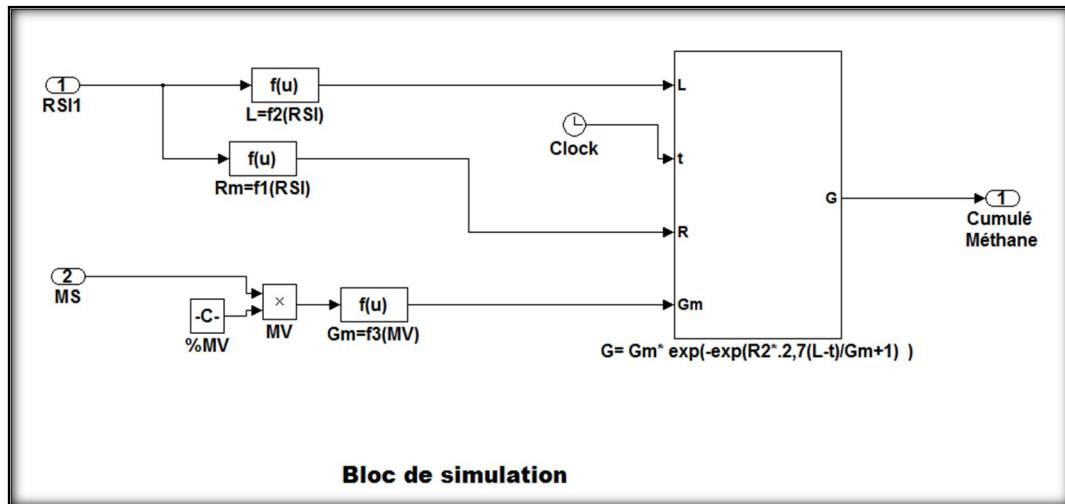


Figure IV-18 : Bloc de simulation Modèle B

En utilisant la fonction (subsystem) du Matlab simulink, on obtient la représentation simplifiée suivante (figure IV-19).

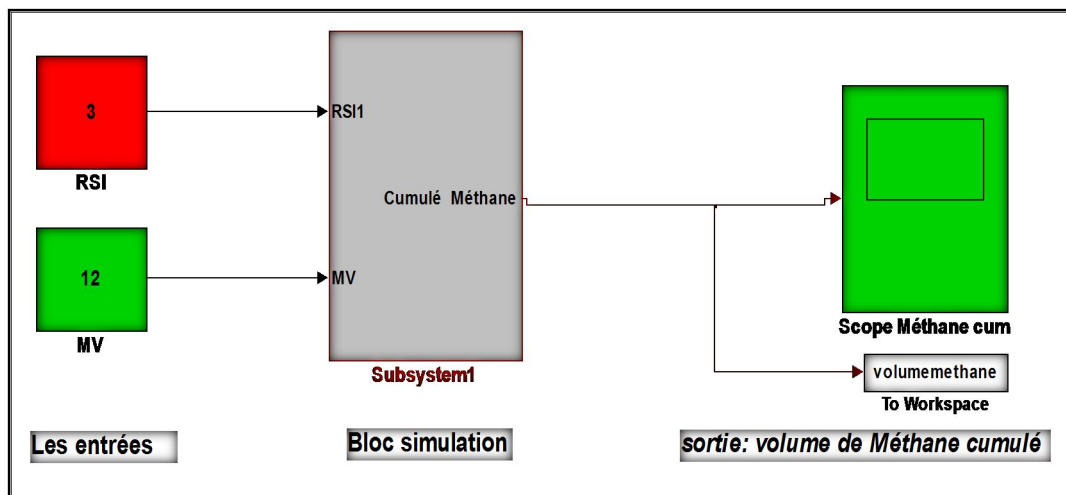


Figure IV-19 : Capture d'écran schéma globale de la simulation Model B.

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 RSI (ratio substrat/inoculum) ont été estimés à l'aide de la fonction « solveur de Microsoft Excelle Voire annexe-2» en minimisant la somme du carré de différences entre valeurs expérimentales et valeurs théoriques

associées aux modèle. « Application de l'équation II-46 ». 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
RSI Ratio (Substrat/inoculum)	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 volume modélisé par l'équation de Gompertz

En représentant sur le même graphique les volumes expérimentaux et les volumes modélisés (fig. IV-20, IV-21, IV-22 et IV-23).pour confirmer le bon choix de l'équation de Gompertz afin de modéliser le volume cumulé de Méthane.

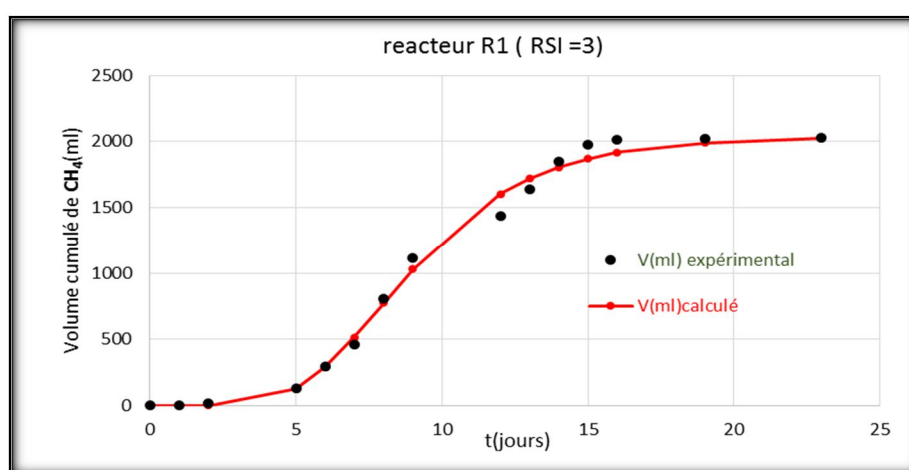


Figure IV-20 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R1)

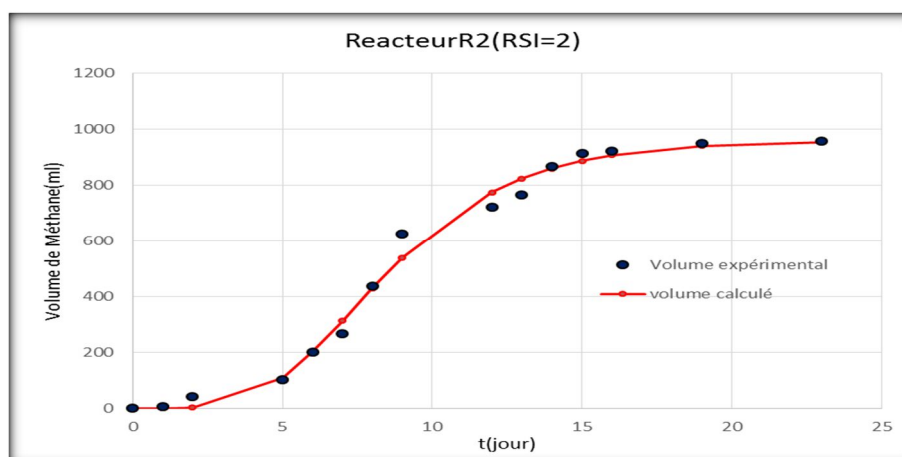


Figure IV-21 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R2)

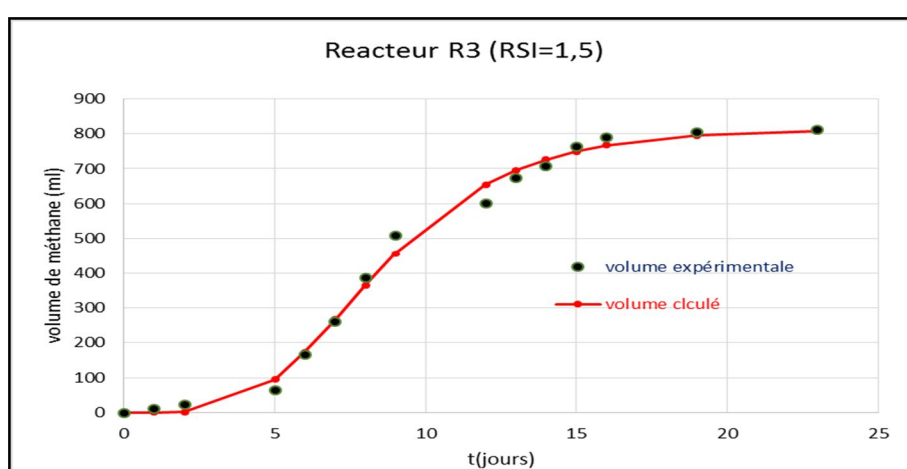


Figure IV-22 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R3).

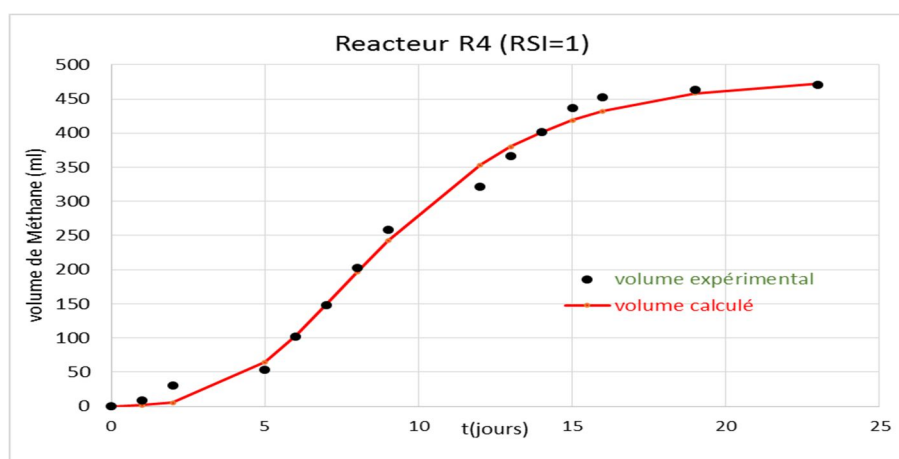


Figure IV-23 : Volume de Méthane expérimentale et calculé en fonction de temps (R4)

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 les paramètres RSI, R_m, L, G_m et MV

Les relations reliant le ratio substrat/ inoculum (RSI) 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 (R²). Puis en utilisant 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-24, IV-25 et IV-26) représentent les résultats obtenus.

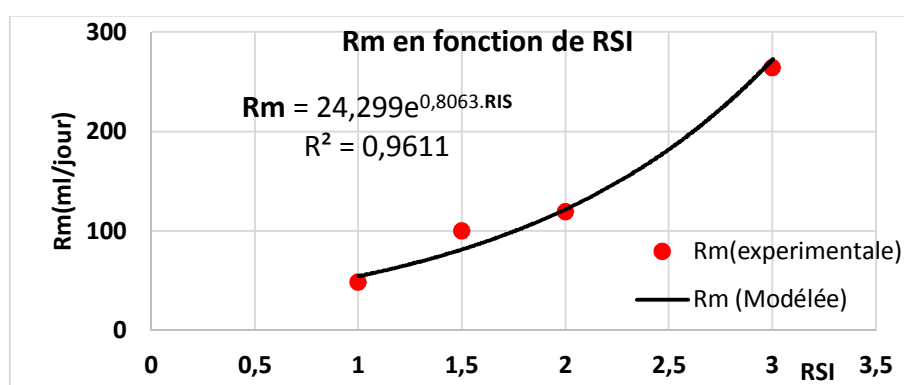


Figure IV-24 : Vitesse maximale de production de Méthane(R_m) en fonction de ratio substrat/inoculum(RSI)

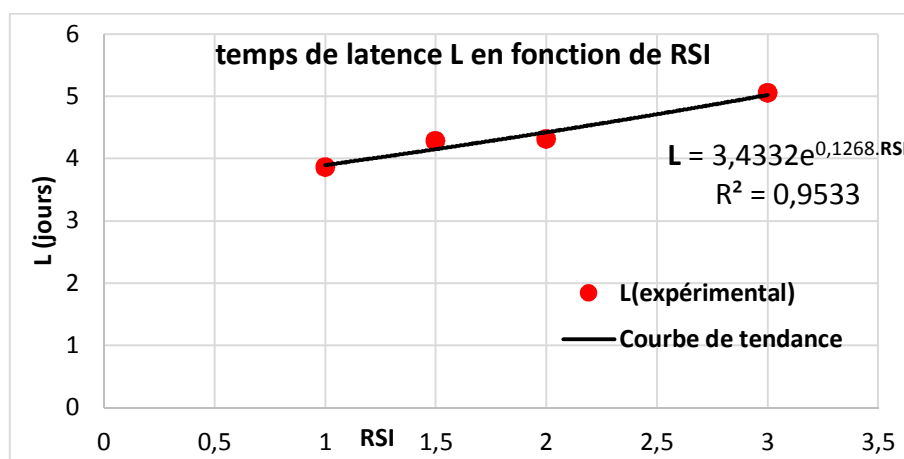


Figure IV-25 : temps de latence (L) en fonction de ratio substrat/inoculum (RSI)

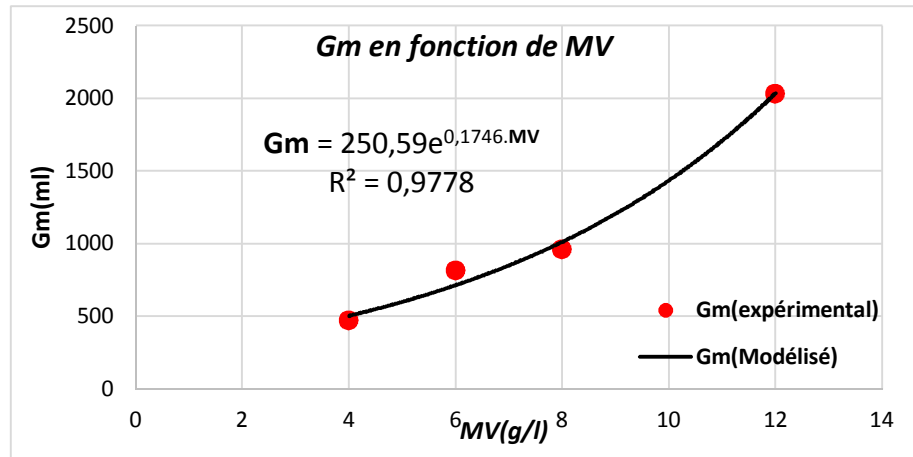


Figure IV-26 : Le volume maximal (Gm) en fonction de la concentration de la matière volatile (MV)

Voilà un résumé des résultats obtenus.

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

$$L = f_2(RSI) = 3,433 * \exp(0,1268 * RSI) \quad \text{avec} \quad R^2 = 0,95$$

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

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

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-27, IV-28, IV-29 et IV-30) représentent les réponses générées par la simulation Modèle B, avec les résultats expérimentaux.

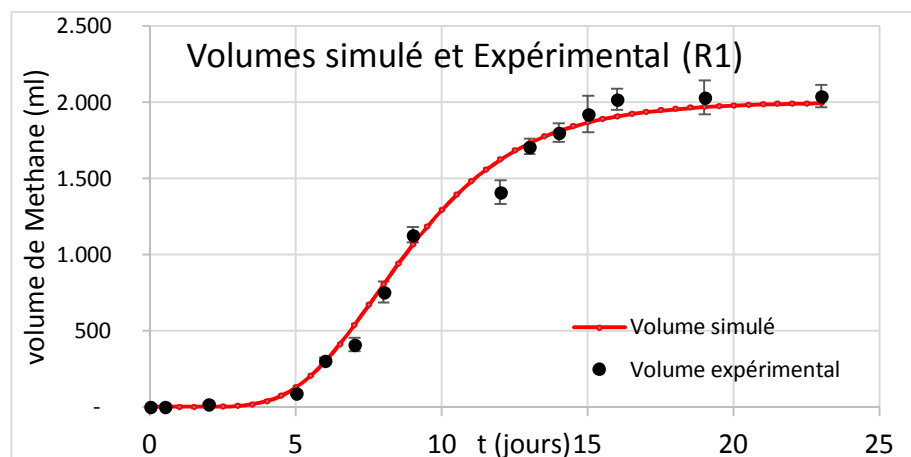


Figure IV-27 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 1)

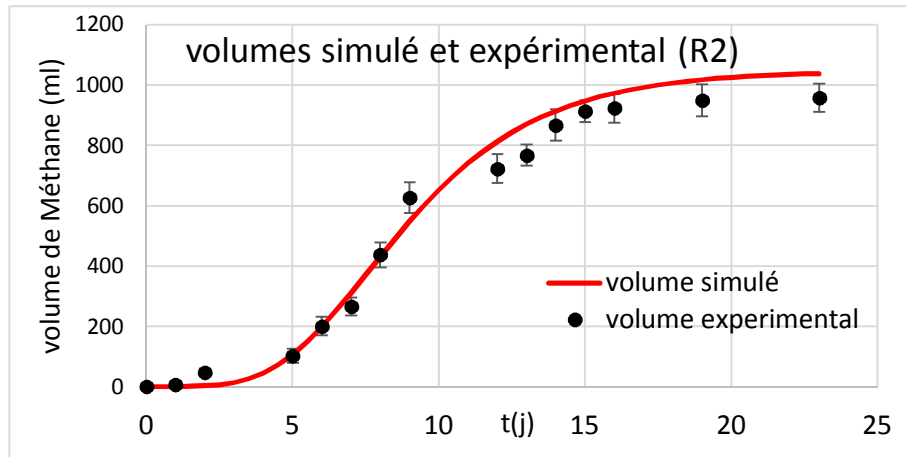


Figure IV-28 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 2)

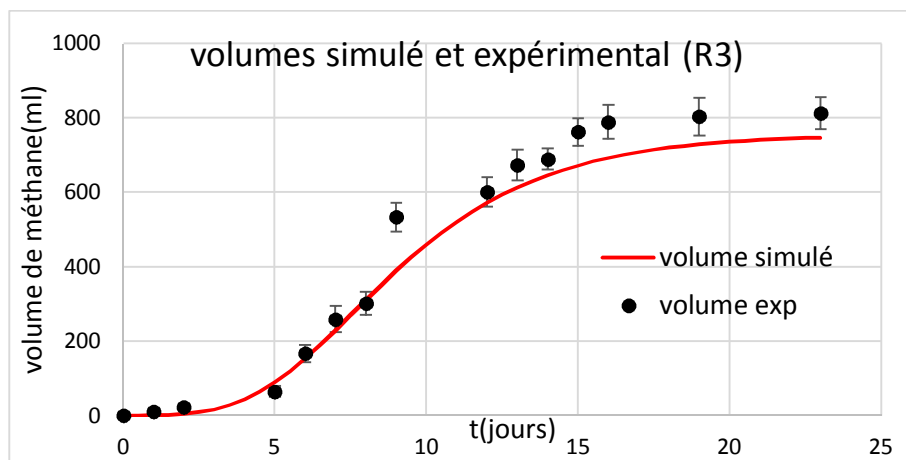


Figure IV-29 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 3)

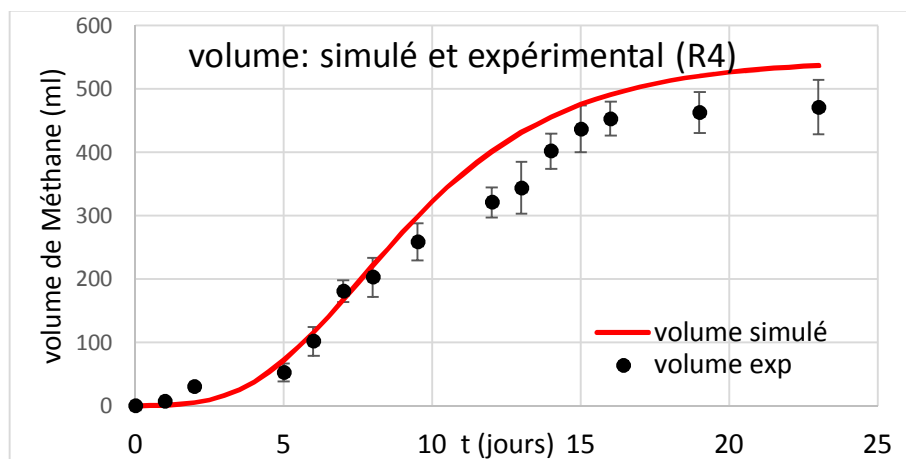


Figure IV-30 : Volume simulé et expérimental de Méthane (réacteur 4)

D'après les figures (IV-27, IV-28, IV-29 et IV-30) les résultats de simulation pour les quatre réacteurs est très acceptables en général. Pour confirmer cette remarque et de plus en déduire 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 de ce modèle (figure IV-31).

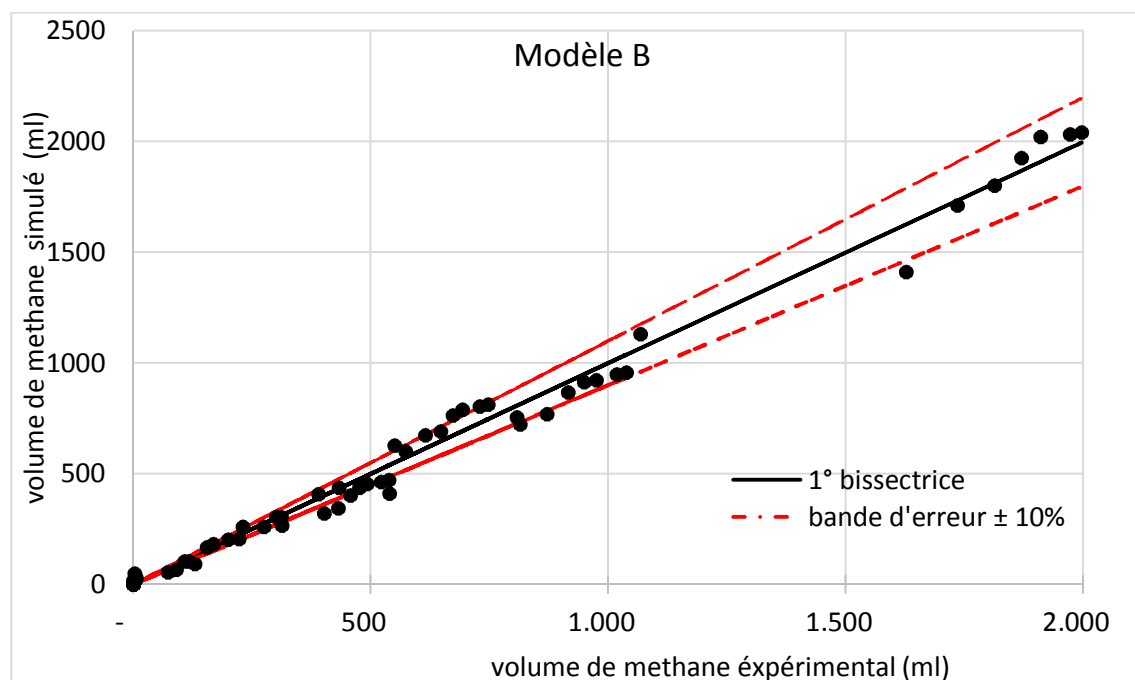


Figure IV-31 : Représentation des points (volume simulé, volume expérimental) avec la bande d'erreur $\pm 10\%$
Modèle B

Parmi les soixante points figuratifs, seulement Cinque 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 90% dans l'intervalle d'étude ($1 \leq RSI \leq 3$ et $4 \leq MV \leq 12$).

IV.2.3 –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%	90%

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 90% presque. Donc malgré sa simplicité il est très convenable 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, avec des charges en matière organique ($12g \geq MO \geq 4g$) et ratio substrat/inoculum ($3 \geq RSI \geq 1$) ».

Conclusion générale

Si L'objectif principale de notre travail était l'étude et la simulation de la production d'une énergie renouvelable l'objectif global était d'approfondir nos connaissances relatives au procédés de digestion anaérobie par voie sèche, maîtriser les méthodes expérimentales de déterminations des paramètres régissant la digestion anaérobie et l'utilisation de Matlab simulink afin de simuler les deux modèles proposés. En se focalisant sur trois axes principaux :

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'acidogénèse, l'cétogénèse et enfin la méthanogénèse. 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 aides 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.

Dans un deuxième temps, nous avons établi un état de l'art de la modélisation de la digestion anaérobie. 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. 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 ;*

Conclusion

- *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 digestion anaérobie voix sèche discontinue.

Nous avons consacré une bonne partie de notre travail à l'étude expérimentale du procédé. Cette partie a été accomplie en trois étapes :

La préparation et la mise en route des digesteurs, l'expérimentation, et l'exploitation des données.

Pendant cette étape nous nous sommes occupés de la préparation de digesteurs, de substrat et d'inoculum. Nous avons préparé douze réacteurs d'un litre de volume chacun, réparties en quatre séries. Les charges ont été réalisées à différentes ratios entre substrat et inoculum (RSI) (3 ; 2 ; 1.5 et 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 été 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 37°C pendant 23 jours. Les paramètres suivis sont : (MS ; MV ; pH ; AGV ; TAC ; le volume de biogaz et de méthane).

Les résultats obtenus nous a 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 gars volatils, nous a permis de déterminer avec exactitude la durée de chaque phase : l'hydrolyse-acidogenèse dure 2 jours, l'acétogenèse

Conclusion

une journée 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 monotone 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)-la mise en place de deux modèles de processus biochimiques relatifs à la production de bio-méthane implémenté sous Matlab simulink pour simuler la production de Méthane.

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 a aidé à appréhender la dégradation du substrat, la croissance des bactéries, la production du méthane ainsi que l'influence des différents paramètres sur le procédé en général. Le deuxième, c'est notre propre modèle. Son objectif de montré que dans quelques cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables et que les étapes intermédiaires revêtent une importance moindre que l'étape finale de méthanogenèse et l'utilisation d'un modèle très simple peut se justifier. Le Modèle A est plus général, possède des avantages sur le niveau des sorties (8 sorties). Mais en revanche 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 90% presque. Donc malgré sa simplicité il est très convenable pour la simulation de la production du

Conclusion

Méthane dans le domaine de notre étude « une charge constituée de déchet de cuisine comme substrat et la bouse de vache comme inoculum, avec des charges en matière organique ($12g \geq MO \geq 4g$) et ratio substrat/inoculum ($3 \geq RSI \geq 1$) ». Il est clair que le modèle mis en place est loin d'être parfait et que les hypothèses utilisées sont discutables. Néanmoins, son utilisation reste simple. De plus, il permet, avec un minimum de paramètres, de simuler de manière très convenable, la production de méthane qui est l'objectif principale de la digestion anaérobie.

Bibliographies

Ahring.B Product inhibition of butyrate metabolism by acetate and hydrogen in a thermophilic coculture [Journal] // *Applied and Environmental Microbiology* 54 (10). - 1988. - pp. 2393-2397.

Angelidaki.I, Matta.A and Bolzonella.D Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays [Journal] // *Water Science & Technology—WST* | 59.5 |. - 2009. - pp. 927-934.

APHA *Standard Methods for Examination of Water 20th Edition* [Book]. - [s.l.] : American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, 1999.

Batstone.J [et al.] The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1) [Journal] // *Water Science and Technology* Vol 45 No 10 pp 65–73 © IWA Publishing 2002. - 2002.

Battersby.N A review of biodegradation kinetics in the aquatic environment [Journal] // *Chemosphere* 21. - 1990. - pp. 1243- 128.

Benbelkacem.H [et al.] Effect of leachate injection modes on municipal solid waste degradation in anaerobic bioreactor [Journal] // *Bioresource Technology* 101: 5206-5212. - 2010.

Bernard.O [et al.] Can we assess the model complexity for a bioprocess ? Theory and example of the anaerobic digestion process [Journal] // *Water Science and Technology*, vol. 53, no 1. - 2006. - pp. 85–92.

Bernard.O [et al.] Dynamical model development and parameter identification for anaerobic wastewater treatment process [Journal] // *Biotechnology & Bioengineering*. - 2001. - pp. Vol. 75, n°4, pp 424-439.

Bollon.J These doctorat *Etude des mécanismes physiques et de leur influence sur la cinétique de méthanisation en voie sèche : essais expérimentaux et modélisation [Book]*. - L'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon (page 55) : [s.n.], 2012.

Braun.R. *Improvement of Crop Plants for Industrial End Uses, chap. Anaerobic digestion : a multi-faceted process for energy, environmental, management and rural development [Journal]* // Springer. - 2007. - pp. 335–416.

Delfosse.Ph *Microbiologie de la digestion anaerobie [Conference]* // Centre de recherche public gabriel lippmann. - Luxembourg : Centre de recherche public gabriel lippmann, 2010. - pp. 2-3.

Dominique.M these doctorat. *Modélisation des dispositifs des révalorisation énergétique des déchets solides et liquides [Book]*. - Université de la Réunion : page 172, 2006.

Hesse.J These doctorat *Modélisation de la qualité du biogaz produit par un fermenteur méthanogène et stratégie de régulation en vue de sa valorisation [Book]*. - Univercité de Nice Sophia Antipolis UFR Science, : [s.n.], 2007.

Igoni.A. and Ayotamuno.H *Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste [Journal]* // Applied Energy vol. 85. - 2008. - pp. 430-438.

Jin.P [et al.] *Effects of sulfide addition on copper inhibition in methanogenic systems [Journal]* // Water Research 32 (4). - 1998. - pp. 977-988.

Joseangel.S and Mariaa.D *Anaerobic Digestion of Wastewater Derived from the Pressing of Orange Peel Generated in Orange Juice Production [Journal]* // J. Agric. Food Chem 55. - 2007. - pp. 1905–1914.

Kalloum.S [et al.] *Etude de l'influence du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers [Journal]* // Revue des Energies Renouvelables Vol. 10 N°4 , 539 – 543. - 2007.

Kotsyurbenko.O [et al.] Competition between homoacetogenic bacteria and methanogenic archaea for hydrogen at low temperature [Journal] // FEMS Microbiology Ecology 38. - 2001. - pp. 153-159.

Lin.C Effect of heavy metals on the methanogenic uasb [Journal] // Water Research 33 (2). - 1999. - pp. 409-416.

Livre.vert Bio-méthanisation – production de biogaz et de fertilisants verts en RW [Report]. - 2011.

Manfred.L Microbiological fermentation of lignocellulosic biomass:current state and prospects of mathematical modeling [Journal] // Appl Microbiol Biotechnol. - 2010. - pp. 85:1643–1652.

Mata.alvaez.J, Mace.S and labres.L Anaerobic digestion of organic [Journal] // Bioresource Technology Vol 74 : 3-16.. - 2000.

Mata.Alvarez.J Biomethanization of the organic fraction of municipal solid [Journal] // London, IWA Publishing: 323. - 2003.

Membrez.Y Digestion des déchets et effluents industriels et ménagers [Book]. - Lausanne : Office fédéral des questions conjoncturelles, 1993.

Moletta.R Contrôle et conduite des digesteurs anaérobies [Journal] // Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science, vol. 2, n° 2.. - 1989. - pp. 265-293.

Mora-Naranjo.N [et al.] Experimental investigation and modelling of the effect of sulfate on anaerobic biodegradation processes in municipal solid waste [Journal]. - [s.l.] : Water Science and Technology , 2003. - 221-227 : Vol. 48.

Pommier.S [et al.] A logistic model for the prediction of the influence of water on the solid waste methanization in landfills [Journal] // Biotechnology and Bioengineering 97 (3):. - 2007. - pp. 473-482..

Raposo.F [et al.] Influence of inoculum to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests [Journal] // *Process Biochemistry* 41. - 2006. - pp. 1444–1450.

Raposo.F [et al.] Influence of inoculum–substrate ratio on the anaerobic digestion of sunflower oil cake in batch mode: Process stability and kinetic evaluation [Journal] // *Chemical Engineering Journal* 149. - 2009. - pp. 70-77.

Rouez.M These Doctorat Degratation anaérobie des déchets solides caractérisation facteur d'influence et modelisation [Book]. - Lyon: L'institut national des science appliquees de Lyon, 2008.

Shungang.W [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 [Journal] // *Bioresource Technology*. - 2013. - pp. 619-627.

Vavilin.V [et al.] Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview [Journal] // *Waste Management* 28. - 2008. - pp. 939-951.

Visser.L and Lettinga.G Competition of methanogenic and sulfidogenic bacteria [Journal] // *Water Science and Technology*, vol. 33. - 1996. - pp. 99–110,.

Youngseob.Y, Byungcheol.P and Seokhwan.H Co-digestion of lignocellulosics with glucose using thermophilic acidogens [Journal] // *Biochemical Engineering Journal* 18. - 2004. - pp. 225–229.

Zhang.B [et al.] Extracellular enzyme activities during regulated hydrolysis of high-solid organic waste [Journal] // *Water Research* 41:4468-4478. - 2007.

Zhuang.Z [et al.] Effects of organic loading rate and effluent recirculation on the [Journal] // *Bioresource Technology* 146. - 2013. - pp. 556-561.

Annexes

Annexe-1

Paramètres	Définitions	Unités
α	pourcentage de la biomasse dans la phase liquide	
C	concentration totale en carbone inorganique.	$mmol. L^{-1}$
C _{in}	concentration entrante en carbone inorganique.	$mmol. L^{-1}$
D	taux de dilution.	$jours^{-1}$.
k ₁	rendement de la dégradation du substrat.	$g. g^{-1}$ de biomasse acidogène
k ₂	rendement de production des AGV.	$mmol. g^{-1}$ de biomasse acidogène
k ₃	rendement de dégradation des AGV.	$mmol. g^{-1}$ de biomasse méthanogène
k ₄	rendement de production de CO ₂	
k ₅	rendement de production de CO ₂	
k ₆	rendement de production de CH ₄	
KH	constante de Henry.	$mmol. L^{-1}.atm^{-1}$
k _{La}	coefficient de transfert volumique gaz/liquide.	$L. jours^{-1}. L^{-1}. de réacteur$
K _{I2}	constante d'inhibition.	$mmol. L^{-1}$
K _{S1}	constante de demi-saturation.	$g.L^{-1}$
K _{S2}	constante de demi-saturation.	$mmol. L^{-1}$
PC	pression partielle de CO ₂	atm
PT	pression totale.	atm
q _C	débit volumique de CO ₂ .	$mmol.jours^{-1}.L^{-1}$ de réacteur
q _M	débit volumique de CH ₄ .	$mmol.jours^{-1}.L^{-1}$ de réacteur
S ₁	concentration en substrat dans le réacteur.	$g. L^{-1}$
S _{1in}	concentration entrante en substrat.	$g.L^{-1}$
S ₂	concentration en AGV dans le réacteur.	$mmol.L^{-1}$
S _{2in}	concentration entrante en AGV.	$g. L^{-1}$
X ₁	concentration de la population acidogène.	$g. L^{-1}$
X ₂	concentration de la population méthanogène.	$g. L^{-1}$
Z	alcalinité total dans le réacteur.	$mmol. L^{-1}$
Z _{in}	alcalinité entrante dans le réacteur.	$mmol. L^{-1}$.
μ_1	taux de croissance de la population acidogène	$jours^{-1}$
μ_{1max}	taux de croissance maximal de la population acidogène.	$jours^{-1}$
μ_2	taux de croissance de la population méthanogène	$jours^{-1}$
μ_{2max}	taux de croissance maximal de la population méthanogène.	$jours^{-1}$
K _b	constante d'acidité des bicarbonates.	

Annexe-2 **Excel - Solveur**

Excel 2010 comprend une nouvelle version du complément Solveur Excel, qui vous permet d'effectuer une analyse de scénarios sur vos données. La toute dernière version du Solveur Excel offre une interface améliorée, comprend les nouvelles fonctionnalités Evolutionary et Rapport de linéarité et produit des résultats meilleurs et plus précis. Le Solveur fait partie d'une série de commandes parfois appelées outils d'analyses de simulation. Il permet de trouver une valeur optimale (maximale ou minimale) pour une formule dans une seule cellule, appelée cellule objectif (autrefois nommé cellule cible), en fonction de contraintes ou de limites appliquées aux valeurs d'autres cellules de la formule dans une feuille de calcul. Le Solveur utilise un groupe de cellules, appelées variables de décision ou simplement cellules variables, qui interviennent dans le calcul des formules des cellules objectif et de contraintes. Le Solveur affine les valeurs des cellules variables de décision pour satisfaire aux limites appliquées aux cellules de contraintes et produire le résultat souhaité pour la cellule objectif.

Voici comment procéder :

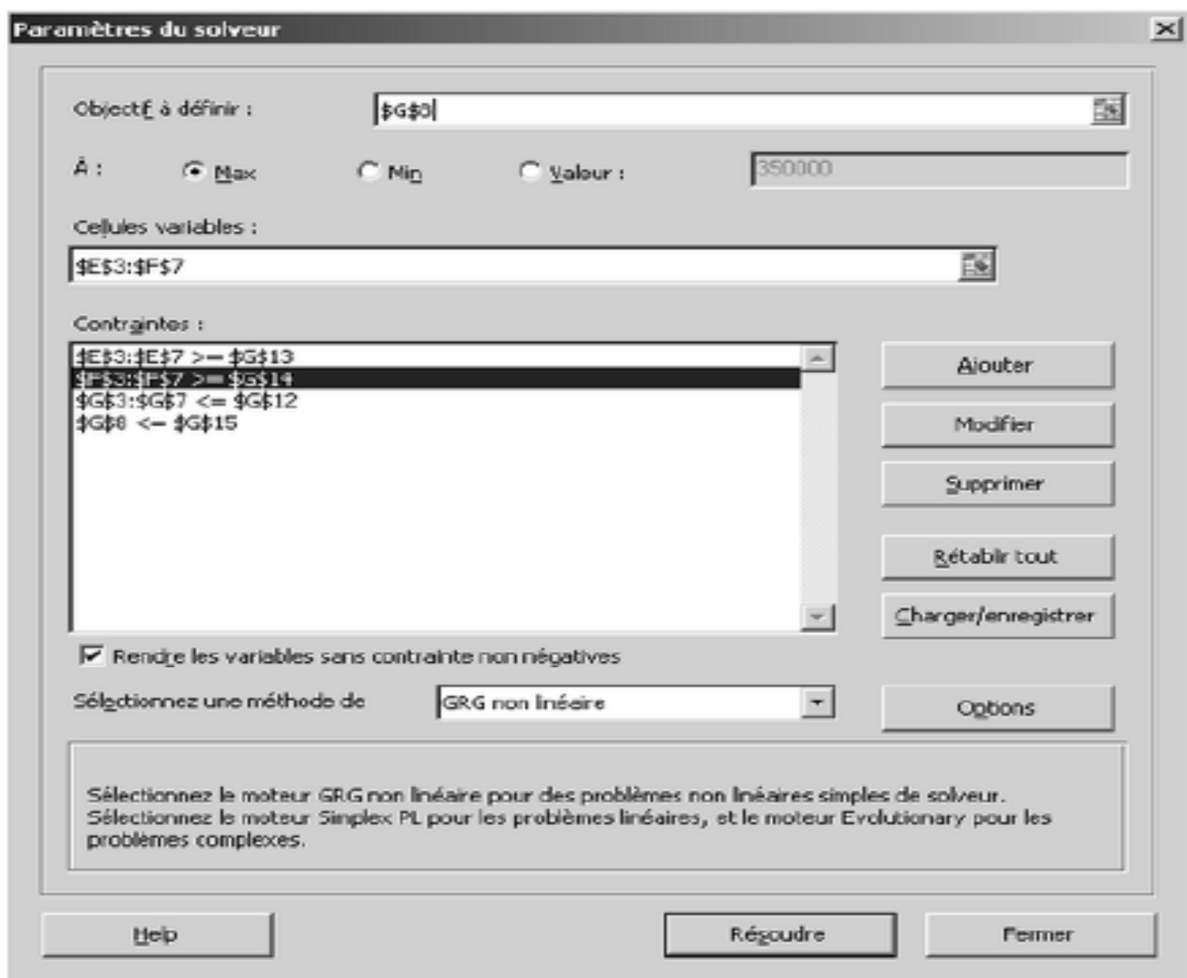
1. Sous l'onglet Données, cliquez sur Solveur dans le groupe Analyse. Si la commande Solveur ou le groupe Analyse n'est pas disponible, vous devez charger le complément Solveur : Cliquez sur l'onglet Fichier, sur Options, puis sur la catégorie Compléments. Dans la zone Gérer, cliquez sur Compléments Excel, puis sur OK. Dans la zone Compléments disponibles, cochez la case Complément Solveur, puis cliquez sur OK.

2. Dans la zone Objectif à définir, tapez la référence ou le nom de la cellule objectif. Celle-ci doit contenir une formule.

3. Effectuez l'une des actions suivantes : Pour que la valeur de la cellule objectif soit aussi élevée que possible, cliquez sur Max. Pour que la valeur de la cellule objectif soit aussi petite que possible, cliquez sur Min. Pour que la cellule objectif contienne une valeur donnée, cliquez sur Valeur, puis tapez la valeur dans la zone. Dans notre exemple, la cellule objectif est la cellule G8.

4. Dans la zone Cellules variables, tapez le nom ou la référence de chaque plage de cellules variables de décision. Séparez les références non contiguës par des points-virgules. Les cellules variables doivent être associées directement ou indirectement à la cellule objectif. Vous pouvez spécifier jusqu'à 200 cellules variables.

5. Dans la zone Contraintes, tapez les contraintes que vous souhaitez appliquer en procédant comme suit : Dans la boîte de dialogue Paramètres du solveur, cliquez sur Ajouter. Dans la zone Référence de cellule, entrez la référence de la cellule ou le nom de la plage de cellules dont vous souhaitez soumettre la valeur à une contrainte. Cliquez sur la relation (\leq , $=$, \geq , ent, bin ou dif) que vous voulez définir entre la cellule référencée et la contrainte. Si vous cliquez sur ent, entier s'affiche dans la zone Contrainte. Si vous cliquez sur bin, binaire s'affiche dans la zone Contrainte. Si vous cliquez sur dif, tous différents s'affiche dans la zone Contrainte. Si vous choisissez \leq , $=$ ou \geq pour la relation dans la zone Contrainte, entrez un nombre, une référence ou un nom de cellule ou bien une formule. Pour ajouter une autre contrainte en acceptant celle qui vient d'être saisie, cliquez sur Ajouter. Pour accepter la contrainte et revenir à la boîte de dialogue Paramètres du solveur, cliquez sur OK.



Vous pouvez modifier ou supprimer à tout moment une contrainte existante en cliquant sur celle-ci, puis en cliquant sur Modifier et en apportant vos modifications ou en cliquant sur Supprimer.

6. Cliquez sur *Résoudre* et effectuez l'une des actions suivantes : Pour conserver les valeurs de la solution dans la feuille de calcul, dans la boîte de dialogue *Résultat du solveur*, cliquez sur *Garder la solution du solveur*. Pour rétablir les valeurs qui étaient définies avant que vous ne cliquiez sur *Résoudre*, cliquez sur *Rétablir les valeurs d'origine*.

Vous pouvez générer un rapport fondé sur la solution identifiée par le *Solveur* en cliquant sur un type de rapport dans la zone *Rapports*, puis sur *OK*. Le rapport est créé dans une nouvelle feuille de calcul. Si le *Solveur* ne trouve pas de solution, seuls certains rapports sont disponibles, voire aucun. Pour enregistrer les valeurs des cellules variables de décision comme un scénario affichable ultérieurement, cliquez sur *Enregistrer le scénario*, dans la boîte de dialogue *Résultat du solveur*, puis tapez un nom pour le scénario dans la zone *Nom du scénario*.

Affichage des solutions intermédiaires du Solveur

Il est parfois intéressant d'examiner les solutions intermédiaires du *Solveur* : Après avoir défini un problème, cliquez sur *Options*, dans la boîte de dialogue *Paramètres du solveur*. Dans la boîte de dialogue *Options*, cochez la case *Afficher le résultat des itérations* pour afficher les valeurs de chaque solution intermédiaire, puis cliquez sur *OK*. Dans la boîte de dialogue *Paramètres du solveur*, cliquez sur *Résoudre*. Dans la boîte de dialogue *Affichage d'une solution intermédiaire*, vous pouvez alors arrêter le processus de résolution et afficher la boîte de dialogue *Résultat du solveur* en cliquant sur *Arrêter* ou poursuivre le processus de résolution et afficher la solution intermédiaire suivante en cliquant sur *Continuer*.

Algorithmes de résolution du Solveur

Le solveur dispose de trois algorithmes de résolution, proposés dans la boîte de dialogue *Paramètres du solveur* :

- *GRG non linéaire* : destiné aux problèmes non linéaires simples.
- *Simplex PL* : destiné aux problèmes linéaires.
- *Evolutionary* : destiné aux problèmes complexes.

Vous choisissez l'algorithme à employer en cliquant sur *Options* dans la boîte de dialogue *Paramètres du solveur*, puis en choisissant ou en entrant des valeurs pour les options de votre choix sous les onglets *Toutes les méthodes*, *GRG non linéaire* et *Evolutionary* de la boîte de dialogue.

Modèle de problème

Annexes

Il est parfois intéressant de pouvoir enregistrer un modèle de problème pour pouvoir le réemployer ultérieurement.

Dans la boîte de dialogue Paramètres du solveur, cliquez sur Charger/enregistrer. Entrez une plage de cellules pour la zone de modèle, puis cliquez sur Enregistrer ou Charger. Lorsque vous enregistrez un modèle, tapez la référence de la première cellule d'une plage verticale de cellules vides dans laquelle vous souhaitez placer le modèle de problème. Lorsque vous chargez un modèle, tapez la référence de l'ensemble de la plage de cellules qui contient le modèle de problème. Vous pouvez enregistrer avec une feuille de calcul les dernières sélections effectuées dans la boîte de dialogue Paramètres du solveur en enregistrant le classeur. Chaque feuille de calcul d'un classeur peut posséder ses propres sélections de Solveur enregistrées. Vous pouvez également définir plusieurs problèmes pour une feuille de calcul en cliquant sur le bouton Charger/enregistrer pour enregistrer les problèmes individuellement.

Ce texte est extrait de «Tout pour bien utiliser Excel 2010» (Fabrice LEMAINQUE, Collection CommentCaMarche.net, Dunod, 2010)

Résumé

Etude et simulation de production d'une énergie renouvelable à partir des déchets organique de la ville d'Adrar

Ce travail présente une analyse expérimentale et une simulation de la production de biogaz. Dans cette étude nous avons utilisé les déchets de cuisine comme substrat et comme inoculum nous avons utilisé la bouse de vache. Nous avons réalisé douze réacteurs d'un litre de volume chacun, réparti en quatre séries de mêmes concentration en inoculum (4g MV) et de ratio substrat/inoculum (RSI) de valeurs (1 ; 1,5 ; 2 ; et 3). Nous avons suivi l'évolution de processus pendant 23 jours d'incubation, les paramètres suivis sont : (pH ; AGV ; TAC ; et volume de Méthane). Le potentiel de production de méthane (ml de méthane/g de MO) pour les quatre séries des digesteurs est (170, 119, 135, et 118 ml/g), respectivement qui indique bien la réussite de notre expérience. Sur le plan modélisation et simulation deux modèles ont été misent 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. Le deuxième c'est notre propre modèle. Son objectif était de montré que dans quelques cas, des modèles simples étaient suffisants pour décrire et prédire correctement un certain nombre de variables et que les étapes intermédiaires revêtent une importance moindre que l'étape finale méthanogénèse et l'utilisation d'un modèle très simple peut se justifier. Parmi les résultats obtenus, le modèle (A) décrit la production du Méthane à 75%, tandis que le Modèle (B) à 90% presque.

Abstract

Study and simulation of production of renewable energy from organic waste in the city of Adrar

This work presents an experimental analysis and a simulation of anaerobic bioreactors (batch). The study concerns biogas production using kitchen waste and cow dung as an inoculum. We have performed a twelve liter reactor volume, each divided into four sets of same inoculum concentration (4g MV) and substrate / inoculum ratio (SIR) values (1; 1,5; 2; and 3). We have followed the evolution process during 23 days of incubation, the parameters monitored are: (PH; AVG, TAC, and volume of methane). The potential Production of Methane (Methane ml/ g MO) for four series of digesters (170,119,135 and 118ml /g), which clearly shows the success of our experience.

On the modeling and simulation plan, two models were introduced. The first is a mathematical model inspired by AM2 model corresponding to biotechnology mechanization process two phases with thirteen parameters and eight outputs implement Matlab Simulink to simulate the operation of the batch bioreactor. The simulation result has helped us to understand the degradation of the substrate, the growth of bacteria, producing methane as well as the influence of various parameters on the process in general. The second is our own model. Its aim is to show that in some cases, simple models were sufficient to correctly describe and predict a number of variables and the intermediate steps are less important as the final step of méthanogenèse and using a model simple that can be justified. Among the results, the Model A describes the production of methane at 75%, while model B almost 90%.

ملخص

دراسة ومحاكاة لإنتاج طاقة متجددة من النفايات العضوية لمدينة أدرار

هذا العمل يمثل، دراسة عملية ومحاكاة رقمية للتخمير اللاهوائي لإنتاج الميثان في مفاعل مغلق، انطلاقاً من فضلات المطبخ وروث البقر. العملية تمت في وحدة الطاقات المتجددة في الوسط الصحراوي بأدرار. حيث قمنا بتحضير اثني عشر مفاعلاً، كل واحد بسعة واحد لتر، موزعة على أربع مجموعات، كل مجموعة تحتوي على ثلاثة مفاعلات متماثلة. تركيز الكتلة الحية متساوي في جميع المفاعلات الاثني عشر (4غ/ل) و تركيز المادة المستحاثية يخص كل مجموعة، بحيث تكون النسبة بين المادة المستحاثية و الكتلة الحية كالتالي (3، 2، 1,5، 1، 0). تتبعنا العملية لمدة ثلاثة وعشرين يوماً من الحضارة. العوامل التي تمت متابعتها هي (AGV و الـ (pH) و (TAC) و حجم الميثان التجمعي الكلي (G). من بين النتائج المتحصل عليها الطاقة النسبية لكل مجموعة مقدرة بالميلي لتر من الميثان بالنسبة لكل غرام من المادة المستحاثية (118 , 135) (170 , 119). على مستوى المحاكاة الرقمية قمنا بدراسة نموذجين أحدهما مستوحى من النموذج AM2 والثاني مبني على نتائج التجارب التي قمنا بها ولتحقيق هذه العملية استعملنا برمجية (Matlab) (Simulink) من بين النتائج المتحصل عليها النموذج A يمثل الحجم التجمعي للميثان بدقة 75% أما النموذج B بدقة 90% .