

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

N° D'ORDRE:
SERIE:



UNIVERSITÉ CONSTANTINE 3
FACULTÉ DE GÉNIE DES PROCÉDÉS
DÉPARTEMENT DE GÉNIE DE L'ENVIRONNEMENT

MEMOIRE

En vue de l'obtention

DU MAGISTER

EN GÉNIE DE L'ENVIRONNEMENT

Par Mr

RAMDANE ABDELBAKI

MODELISATION DE LA DIGESTION ANAEROBIE PAR VOIE SECHE

- Jury -

- | | | |
|--------------------------------|--|------------|
| - MR. M. BENCHEIKH
LEHOCINE | Professeur, Université de Constantine 3 | Président |
| - MR. K.DERBAL | Maître de Conférences, E.N.P de Constantine 3 | Rapporteur |
| - MR.O.Saouli | Maître de Conférences, E.N.P de Constantine 3 | Examineur |
| - MR.M.Chikhi | Maître de Conférences, Université de Constantine 3 | Examineur |
| - Mme .N.Outili | Maître de Conférences, Université de Constantine 3 | Examineur |

2016

DEDICACE

Je dédie ce travail à :

À la mémoire de mon père ,

A ma mère,

A mes frères et sœurs,

A toute ma famille,

A toute mes amis

REMERCIEMENTS

Mes premiers remerciements vont d'abord à mon directeur de thèse, Monsieur **Derbal Kerroum**, qui m'a accompagné tout au long de ma formation. Sa disponibilité et ses généreux secours au cours de certains de mes moments difficiles ont été d'une très grande qualité, et d'un immense réconfort; merci infiniment Monsieur **Derbal Kerroum**.

Un merci très particulier pour Monsieur **SAOULI OUACIL** pour m'avoir permis et guidé dans l'utilisation du logiciel MATLAB pour le développement de mon travail.

Je remercie également Monsieur **M.Chikhi**, Madame **Outili .N**, Monsieur **SAOULI** qui me font l'honneur d'accepter de juger cette thèse. Merci pour cette journée inoubliable.

Je tiens à remercier le professeur **M. Bencheikh-Lehocine**, qui ma honoré en acceptant de présider le jury.

Je voudrais également remercier Madame **Khirdine Bani** , Madame **kaseme chaouache**, Madame **Zardazi. R** , Monsieur **Ghanem** pour l'aide.

Je dois également remercier mes collègues **BENALIA ABDELRAZAK**, et **BOUSSEMGHONE MOHAMED** merci pour tout, pour les moments qu'on a vécus ensemble, pour tous les souvenirs que vous me laissez, je ne vous oublierai jamais. Merci aussi à **NADJIBA, MOUNJIA, et FATMA** pour l'appui et l'encouragement

Je tiens à exprimer ma gratitude à Monsieur le doyen de la faculté de génie des procédés professeur **A-H Meniai**.

Merci à toute l'équipe du laboratoire LIPE et PFE.

Enfin, merci à tous ceux qui m'ont toujours soutenu.

SOMMAIRE

NOMENCLATURE	i
LISTE DES FIGURES	iv
LISTE DES TABLEAUX	vi
INTRODUCTION GENERALE	1
Chapitre I REVUE BIBLIOGRAPHIQUE	3
I.1 Définition et historique	3
I.2 Les étapes de la digestion anaérobie	3
I.3 Les avantages et les inconvénients	7
I.4 Le déchet pouvant être traités par la méthanisation	8
I.5 Les facteurs influence sur la méthanisation	8
I.6 Les divers procédés de méthanisation	12
Chapitre II LA DIGESTION ANAEROBIE PAR VOIE SECHE	16
II.1 Introduction sur la digestion anaérobie (méthanisation) par voie sèche	16
II.2 Historique de la digestion par voie sèche	16
II.3 les avantages et les inconvénients de la digestion anaérobie par voie sèche	17
II.3.1 les avantages de la voie sèche	17
II-3.2 les inconvénients de la voie sèche	18
II.4 Les procédés de méthanisation	18
II.4.1 Procédés discontinus	19
II.4.2 Procédés continus	20
II.4.3 Comparaison de procédé de méthanisation continu/discontinu en voie sèche	21
II.5 Les différentes technologies de la méthanisation par voie sèche	22
II.5 .1 Le procédé Kompogas	22
II.5 .2 Le procédé Dranco (dry anaerobic composting)	23
II.5 .3 Le procédé Valorga	23
II.5.4 Procédés à un ou deux étapes	24
II.5.4.a Procédés à un étage	24
II.5.4.b Procédés à deux étages	25
II. 6 Les paramètres clés de la digestion par voie sèche	26
II. 6. 1 Etat de l'eau dans le système	27

II. 6. 2 Taille des particules	27
II. 6. 3 Agitation	28
II.6.4 Alcalinité et pH	29
II.6.5 L'inoculation	29
II.6.6 Transfert de matière	30
II.6.7 La convection	30
II.6.8 Transport diffusif	32
II.7 équilibre liquide-gaz	33
II.8 Travaux réalisés sur la méthanisation par voie sèche	34
Chapitre III MODELISATION DES PROCEDES DE DIGESTION ANAEROBIE	38
III.1.Introduction	38
III.2 Développement d'un modèle de digestion anaérobie par voie sèche	41
III.2.1 Description du modèle proposé	43
III.2.2 Les modifications apportées au modèle ADM1	44
III.2.3 Unités du modèle	46
III.2.4 Constantes et paramètres principaux du modèle	48
III.2.5 Variables d'états dynamiques	48
III.2.6 Cinétiques	49
III.2.7 Modele des termes d'inhibition	49
III.2.7.a Inhibition par le substrat	49
III.2.7.b Inhibition par le produit	49
III.2.8 Mise en équation du modèle	50
III.2.8.1 Equations de la phase liquide	50
III.2.8.2 Equations de la phase gazeuse	52
III.3 Résolution numériques des EDO	54
III.3 .1 Les méthodes à pas multiples	54
III.3 .2 Les méthodes à un pas	54
III.3 .3 LA METHODE DE RUNGE KUTTA	55
III.3 .3 . a Méthode de Runge-Kutta d'ordre 2	55
III.3 .3 . b Méthode de Runge-Kutta d'ordre 4	55
Chapitre IV RESULTATS ET DISCUSSIONS	57

IV.1 Introduction	57
IV.2 l'influence des paramètres cinétiques sur le processus de la digestion anaérobie	57
IV.2.1 l'influence de la constante d'hydrolyse (KDHA) sur la dégradation du substrat	57
IV.2.2 L'influence de Kla sur la production du méthane en fonction du temps	58
IV.2.3 consommation de substrats	59
IV.2.3.1 dégradation de substrats sans inhibitions	59
IV.2.3.2 dégradation de substrats avec inhibitions	61
IV.2.4.1 l'influence de KmXacét sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase liquide	63
IV.2.4.2 l'influence de KmXacét sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase gazeuse	64
IV.2.4.3 l'influence de KmXacét sur la production du méthane dans la phase liquide et gazeuse	65
IV.2.4.4 L'influence de Kla sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide	66
IV.2.5.1 l'influence de KmXpro sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase gazeuse	66
IV.2.5.2 l'influence de KmXpro sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase liquide	67
IV.2.5.3 L'influence de Kla sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide et gazeuse	68
IV.3 L'influence des deux substrats (acétate + propionate) sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase Gazeuse	68
IV.4 l'influence de la teneur en matière sèche sur la production du bio-méthane en fonction du temps : l'acétate comme substrat (6000 mgDCO/Kg)	70
IV.5 l'influence de Kla sur la production de méthane avec l'utilisation des substrats différents	71
IV.5 .1 cellulose comme substrats	71
IV.5.2 propionate comme substrats 5000 mg	72
IV.5. 3 L'acétate comme substrat	73
IV.6 .1l'influence de KDHA sur la dégradation du substrat	73
IV.6.2 l'influence de KDHA sur la production du méthane	74

CONCLUSION GENERALE	76
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	78
ANNEXE	82

NOMENCLATURE

AA	Les acides aminés
AGLC	Acide Gras à Longue Chaîne
AGV	Acide Gras Volatil
AMS	l'activité méthanogène spécifique
ATP	L'adénosine triphosphate
C_A	la concentration de A
COT	Carbone Organique Total
d	densité
D	le rapport du débit d'alimentation Q_{in} , au volume V du réacteur (III.5)
DA	La digestion anaérobie
D_{AB}	coefficient de diffusion de A dans B.
DCO	Demande Chimique en Oxygène
DHA	désintégration, hydrolyse et acidogénèse
FFOM	fraction fermentescible des ordures ménagères
IC	Carbone Inorganique
K_a	Valeur moyenne du coefficient de diffusion
k_{DHA}	Constante cinétique du premier ordre pour l'étape de DHA (j-1)
KH	la constante de Henry ($\text{mol.L}^{-1}.\text{bar}^{-1}$)
K_i	constante d'inhibition.
KI_{pro}	constante d'inhibition du propionate
KI_{pro_ac.}	constante d'inhibition du propionate par l'acétate
kLa	le coefficient de transfert global liquide gaz $[\text{T}]^{-1}$
km_{Xi}	l'activité des microorganismes dégradant le substrat « i ».
K_{si}	Constante de demi-saturation pour le composé i (mgDCO.kg^{-1})
MS	matières sèches
OFMSW	la fraction organique des déchets solides municipaux (<u>Organic Fraction Municipal Solid Waste</u>)

P_{atm}	Pression atmosphérique (bar)
$P_{gaz,i}$	pression partielle
R	Constante des gaz parfaits ($8.314 \cdot 10^{-5} \text{ bar.L.mmol}^{-1}.\text{K}^{-1}$)
S/X	substrat/micro-organismes
S_i	Composé soluble i (mgDCO.kg^{-1})
$S_{liq,i,ss}$	concentration en phase liquide
STEP	station d'épuration des eaux usées
T	Température (k)
TH	Taux d'humidité (%)
TS	la teneur totale en matière sèche
TVS	solides volatils totaux
V	Volume
VFA	Acides gras volatils (Volatile Fatty Acids)
X_d	la matière particulaire dégradable
X_i	Composé particulaire i (mgDCO.kg^{-1})
Y	le rendement de la conversion du substrat en biomasse
$\eta_{pro,i}$	Coefficient stoechiométrique de formation du composé i depuis le propionate
μ	le taux de croissance bactérienne
μ_m	la vitesse maximale de croissance
ρ_j	Vitesse du processus j ($\text{mgDCO.kg}^{-1}.\text{j}^{-1}$)
$\rho_{T,i}$	la vitesse de transfert entre la phase liquide et la phase gaz
ϵ_g	Facteur de rétention gazeuse (V_{gas} / V_{total})
v	la vitesse d'une réaction enzymatique
G_i	La concentration en phase gazeuse du composé i exprimée en $\text{mg}_{DCO}.\text{L}_{gaz}^{-1}$
G'_i	la concentration du composé i en phase gazeuse corrigée par l'équivalent DCO
V_G	Volume gaz
V_T	Volume total
V_d	Volume digestat
m_d	la masse de digestat dans le milieu (kg)

q_G	débit gazeux total sortant du système ($L_{\text{gaz}}.j^{-1}$)
$\eta_{d,i}$	coefficients stoechiométriques correspondant à l'hydrolyse du matériau composite biodégradable en composé i.
$\eta_{d,ac}$	coefficients stoechiométriques correspondant à l'hydrolyse du matériau composite biodégradable en acétate
$\eta_{d,pro}$	coefficients stoechiométriques correspondant à l'hydrolyse du matériau composite biodégradable en propionate.
$\eta_{pro,ac}$	Coefficients stoechiométriques de formation d'acétate à partir de propionate
$\rho_{liq_gaz,i}$	la vitesse spécifique de transfert ($mgDCO. kg^{-1}.j^{-1}$ ou $mmol.kg^{-1}.j^{-1}$)

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Représentation schématique des différentes étapes de la digestion anaérobie

Figure I.2 : Effet de la température sur le taux de croissance des méthanogènes

Figure II .1 : tendance pour la digestion anaérobie par voie sèche et humide en Europe

Figure II .2 : Différentes méthodes de digestion anaérobie disponibles sur le marché

Figure II .3: Fonctionnement séquentiel des réacteurs discontinus en méthanisation sèche

Figure II .4: Différents modèles de digesteurs utilisés dans les systèmes secs (A :Dranco, B : Kompogas et C : Valorga)

Figure II .5: Concept général des digesteurs à deux étapes

Figure III .1: Organigramme de principe du notre programme de résolution du système d'équation

Figure IV.1 : L'influence de KDHA sur la Dégradation du substrat en fonction du temps

Figure IV.2 : L'influence de Kla sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase gazeuse

Figure IV.3: dégradation d'acétate et propionate 1^{er} cas

Figure IV.4 : dégradation d'acétate et propionate 2^{eme} cas

Figure IV.5: dégradation d'acétate et propionate 3^{eme} cas

Figure IV.6 : dégradation d'acétate et propionate pour le 1^{er} cas avec inhibition

Figure IV.7 : dégradation d'acétate et propionate pour la 2^{eme} cas avec inhibition

Figure IV.8: dégradation d'acétate et propionate pour le 3^{eme} cas avec inhibition

Figure IV.9: L'influence de KmXacét sur la dégradation du substrat et la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide

Figure IV.10 : L'influence de KmXacét sur la Dégradation du substrat et la production du méthane en fonction du temps dans la phase gazeuse

Figure IV.11: L'influence de $K_{mXacét}$ sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide et gazeuse

Figure IV.12: L'influence de K_{la} sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide

Figure IV.13 : L'influence de K_{mXpro} sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase gazeuse

Figure IV.14: L'influence de K_{mXpro} sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide

Figure IV.15 : Influence de K_{la} sur CH_4 dans la phase gazeuse et dans la phase liquide

Figure IV.16 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 1^{ère} cas

Figure IV.17 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 2^{ème} cas

Figure IV.18 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 3^{ème} cas

Figure IV.19 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 4^{ème} cas

Figure IV.20 : productions du bio-méthane depuis l'acétate : influence de la teneur en matière sèche

Figure IV.21 : L'influence de la constante K_{la} sur la production du CH_4 avec cellulose comme substrat

Figure IV. 22 : L'influence de la constante K_{la} sur la production du CH_4 avec propionate comme substrat

Figure IV. 23 : L'influence de la constante K_{la} sur la production du CH_4 avec l'acétate comme substrat

Figure IV.24 : L'influence de la constante K_{DHA} sur l'acétate formé.

Figure IV.25 : Influence de K_{DHA} sur la production en bio-méthane : à 18 % MS

LISTE DES TABLEAUX

Tableau III.1 : Constantes et paramètres principaux du modèle

Tableau III.2 : Matrice de Petersen pour les composés solubles (excepté le carbone inorganique).

Tableau IV.1 : les concentrations initiales de substrats utilisés

Tableau IV. : les concentrations initiales de propionat et acétate

INTRODUCTION

GÉNÉRALE

INTRODUCTION GENERALE

Progrès, développement et consommation sont parmi les termes qui caractérisent le mieux de notre vie actuelle. En revanche, l'amélioration de notre mode de vie, joint à la croissance des centres urbains mène à la production d'une quantité croissante de déchets pouvant modifier l'environnement et porter préjudice à la santé publique. Cette situation alarmante mérite une attention particulière et une prise de conscience universelle pour la protection de notre environnement.

Dans ce contexte, la méthanisation avec valorisation du biogaz produit (production d'énergie thermique et/ou électrique) a toute sa place parmi l'ensemble des diverses solutions de production d'énergies renouvelables en permettant d'atteindre deux objectifs complémentaires : produire de l'énergie tout en réduisant la charge polluante des déchets et des effluents organiques et également, selon la nature du produit de départ, produire un digestat stabilisé utilisable comme fertilisant ou amendement organique.

Aujourd'hui les principales applications industrielles bénéficiant des apports de la méthanisation pour le traitement de leurs rejets sont identifiées comme étant : la digestion agricole (déjections animales), la digestion des déchets solides ménagers et assimilés (biodéchets), la digestion des boues urbaines et la digestion des effluents industriels. Concernant ce dernier domaine d'application, la méthanisation est un traitement très compétitif par rapport à l'épuration aérobie. Elle est appliquée principalement pour traiter les effluents des industries agroalimentaires fortement chargés et les effluents de la fermentation (75% des digesteurs à forte charge en opération).

Actuellement il existe deux configurations principales de la digestion anaérobie : la première est la digestion anaérobie par voie humide ou le pourcentage en matière sèche et très faible (substrat dilué et infiniment mélangé). Et la deuxième et la digestion anaérobie par voie sèche ou les caractéristiques physico-chimiques des déchets sont différents ou la teneur en matière sèche (> 20%). Ce procédé de méthanisation est actuellement en cours de développement et commence à être installé sur les unités de valorisation de la fraction fermentescible des ordures ménagères et également sur des

exploitations agricoles. Plusieurs technologies peuvent être mises en place soit, en réacteur continu-mélangé, soit en réacteur batch-séquentiel.

Objectifs

Le but consacré à ce mémoire est de modéliser les phénomènes biochimiques de la digestion anaérobie par voie sèche en tenant compte de l'influence des quelques paramètres physicochimiques et cinétiques sur les différentes espèces consommées ou produites lors du déroulement du procédé de la digestion anaérobie par voie sèche.

Organisation du document

Le Chapitre I propose une synthèse bibliographique expliquant les processus généraux de la digestion anaérobie ainsi que les différentes étapes de transformation du substrat principal en biogaz.

Le chapitre II consiste en une présentation détaillée du procédé de la digestion anaérobie par voie sèche ou les caractéristiques de ce procédé ainsi que les paramètres influençant ce dernier ont été présentés.

Le chapitre III est consacré à la présentation détaillée du modèle utilisé après une proposition de certaines hypothèses simplificatrices, pour la simulation des différentes concentrations de chaque composant participant dans le processus de la digestion anaérobie par voie sèche.

Le dernier chapitre, qui est le chapitre IV consiste à aborder tous les résultats obtenus lors de la simulation du procédé ainsi que leurs discussions.

A la fin une conclusion générale est présentée, où seront rappelés les objectifs fixés et les résultats obtenus avec des recommandations.

CHAPITRE I

REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

CHAPITRE I

REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

I.1 Définition et historique

La digestion anaérobie (ou encore méthanisation) est la transformation de la matière organique en biogaz (principalement méthane et gaz carbonique) par une communautés bactériennes [1], en conditions contrôlées et en l'absence d'oxygène [2].Ce processus biologique forme un résidu de digestion stabilisé et hygiénisé, appelé digestat [3].

Cette transformation très répandue dans la nature, se retrouve dans les marais, dans les intestins d'animaux, d'insectes ... et de manière très générale lors du stockage de la matière organique en absence d'oxygène [1].

L'histoire scientifique de la digestion anaérobie commença au 17ème siècle quand Robert Boyle et Denis Papin découvrirent que la décomposition des corps animaux et des plantes produisaient un gaz. Dans le même temps, Jan Baptista Van Helmont établit qu'un gaz inflammable s'échappait de la matière en putréfaction, mais le phénomène n'était pas totalement compris. Ce n'est qu'un siècle plus tard qu'Alessandro Volta conclut qu'il existait une corrélation directe entre la quantité de matière organique qui se dégradait et la quantité de gaz formé. Entre 1804 et 1810, Dalton, Henry et Davy découvrirent la composition chimique du méthane et émirent l'hypothèse que ce gaz était similaire à celui découvert par Volta. Ils montrèrent que le méthane s'échappait lors de la décomposition des animaux [3].

I.2 Les étapes de la digestion anaérobie

La digestion anaérobie se déroule selon une succession de quatre étapes distinctes, chacune avec sa population microbienne caractéristique. Les extrants produits par chaque population deviennent les intrants pour la population suivante. De cette façon, les molécules complexes sont métabolisées jusqu'à leur minéralisation, c'est-à-dire leur transformation en méthane et en CO₂. Ces étapes sont : l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse (voir figure I.1) [4].

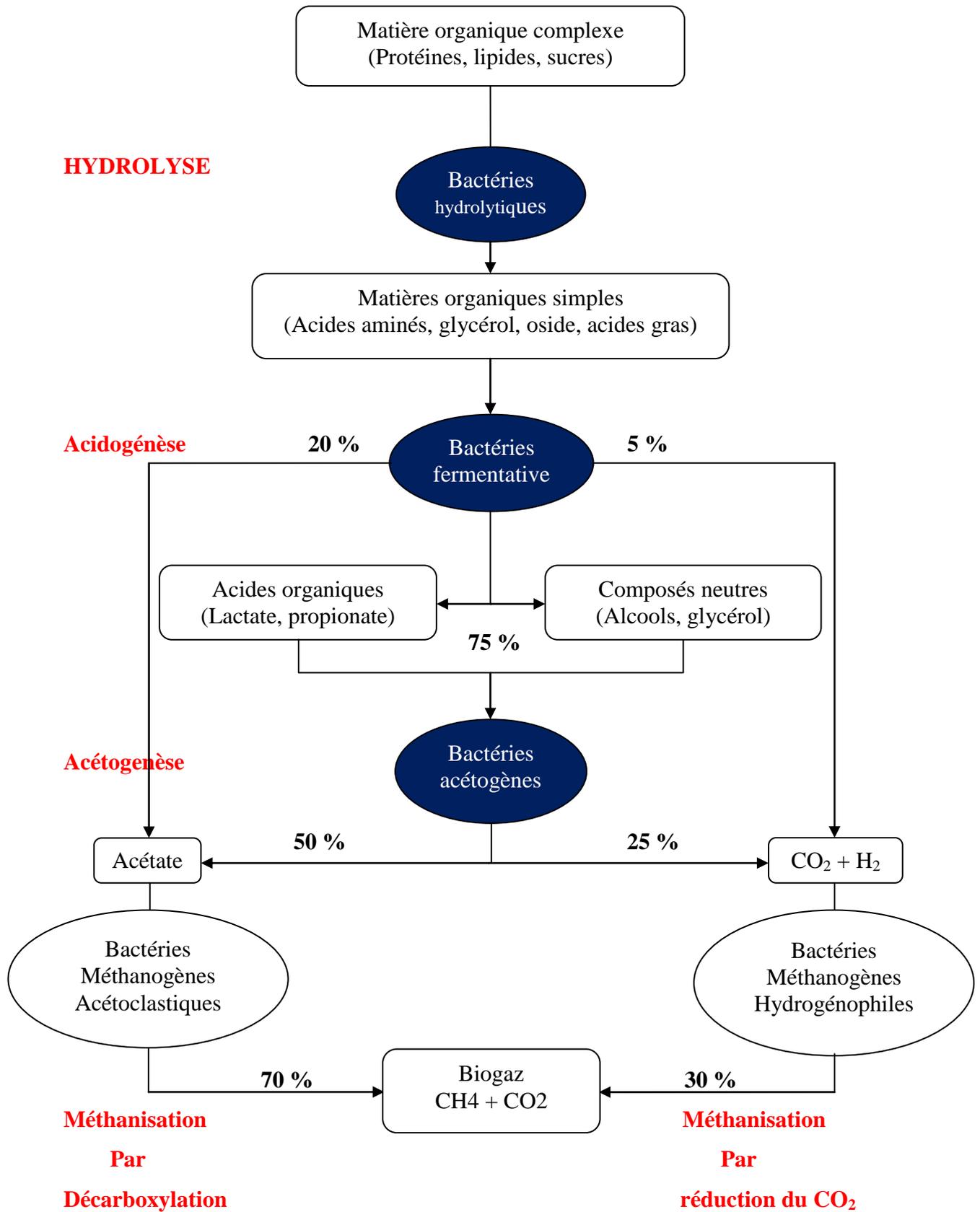


Figure I.1 : Représentation schématique des différentes étapes de la digestion anaérobie

I.2.a Hydrolyse

Au cours de l'étape d'hydrolyse, les macromolécules complexes sont solubilisées sous l'action d'enzymes extracellulaires excrétées par des bactéries anaérobies strictes (*Clostridium* pour la dégradation de cellulose, amidon) ou facultatives aérotolérantes (*Bacillus* pour la dégradation de protéines). Les composés particuliers sont scindés en monomères (ou dimères) de taille suffisamment petite pour pouvoir être transportés au travers de la membrane cellulaire. Une fois dans la cellule ces molécules simples pourront être utilisées comme source d'énergie pour le métabolisme [5], durant cette étape, les biopolymères vont être transformés en leurs molécules constitutives élémentaires ainsi, les produits d'hydrolyse sont différents en fonction du substrat hydrolysé [3].

Les sucres : dans le cas général, les osides sont hydrolysés en oses simples des monomères qui les composent. Ainsi, la cellulose est hydrolysée par voie enzymatique en monomères comprenant 6 ou 12 atomes de carbone (glucose et cellulose) [1].

Les protéines : les protéines sont des macromolécules regroupant des centaines d'acides aminés polymérisés. Les acides aminés sont des acides carboxyliques ($R-COOH$) comportant une fonction amine (NH_2) sur un des atomes de carbone.

L'hydrolyse des protéines est la rupture des liaisons peptidiques, conduit à la production de polypeptides (molécules comprenant 20 à 100 acides aminés), puis de peptides (moins de 20 acides aminés) jusqu'aux acides aminés eux-mêmes. L'hydrolyse des protéines et des peptides naturels conduit à la formation de 20 acides aminés différents. Dans les systèmes anaérobies, les protéines sont hydrolysées en peptides et en acides aminés, qui sont à leur tour dégradés principalement en acides gras à chaîne courte ou longue, ammonium, CO_2 et, parfois, hydrogène [1].

Les lipides : Les formes les plus courantes de lipides rencontrées dans la nature sont les triglycérides. Il s'agit de molécules de glycérol (une molécule à 3 carbones comprenant chacun une fonction alcool) sur laquelle chacune des fonctions alcools est reliée à un acide gras par une liaison ester. Les acides gras sont des acides organiques à longue chaîne linéaire. Le nombre de carbone des acides gras varie de 4 à 22. L'hydrolyse d'une molécule de type triglycéride produit donc une molécule de glycérol et trois molécules d'acide gras [1].

I.2.b Acidogénèse

Cette phase, également appelée phase fermentative, transforme les différents monomères issus de l'hydrolyse [1] en acides de faibles poids moléculaires comme les acides gras volatils [AGV] tels que propionate, butyrate, valérate, mais également en pyruvate, lactate, ou en alcools tels que le méthanol, l'éthanol [5] comme son nom le suggère, cette phase se traduit donc souvent par une acidification du milieu, d'autres coproduits sont également générés comme le carbonate et l'hydrogène, ou de l'azote ammoniacal (dégradation des acides aminés) [1].

I.2.c Acétogénèse

L'étape d'acétogénèse est l'étape biochimique de formation d'acétate depuis les produits D'hydrolyse et d'acidogénèse. Cette conversion peut s'effectuer suivant deux voies métaboliques grâce à des bactéries consommant soit les AGV soit le CO₂ et l'hydrogène [3] les bactéries qui réalisent cette étape sont désignées comme les bactéries productrices obligées d'hydrogène (OHPA, Obligate Hydrogen Producing Acetogens). La variation d'énergie libre standard des réactions de ce groupe est majoritairement positive : elles ne peuvent donc avoir lieu que dans des conditions où la pression partielle en hydrogène est très basse. Leur occurrence dépend donc de l'élimination des métabolites finaux (principalement l'hydrogène). Cette élimination est réalisée soit par les bactéries méthanogènes consommant l'hydrogène, soit par les bactéries sulfato-réductrices (réduction des sulfates en sulfures). Ces espèces sont désignées sous le nom de bactéries syntrophes, car elles ont besoin d'être associées à une espèce consommant l'hydrogène pour se développer [1]. L'homoacétogénèse à partir de l'hydrogène Un autre mécanisme de formation d'acétate est connu dans les milieux anaérobies, à savoir l'homoacétogénèse, qui a lieu à partir de l'hydrogène et du bicarbonate, bien que cette transformation ne semble pas être dominante lors du déroulement normal de la méthanisation, il semble cependant qu'elle contribue à la régulation d'un niveau bas en hydrogène dans le milieu.

I.2.d Méthanogènes

La méthanogènes constitue l'étape de réduction finale du processus de méthanisation, elle est réalisée par une classe spécifique de bactéries anaérobies strictes, les archae, ses bactéries est caractérisées par un développement lent et une forte sensibilité

au pH [3] qui peuvent utiliser divers substrats comme l'acétate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène, ou encore, pour certaines espèces, le méthanol, les méthylamines ou le formate, au sein de cette classe on distingue deux familles responsables de la synthèse de méthane [5] :

Les méthanogènes acétoclastique qui consomment l'acétate (acétotrophes) sont responsables de 70 % de la production de méthane dans les digesteurs selon la réaction globale suivante :



Les méthanogènes hydrogénotrophes qui utilisent l'hydrogène et le dioxyde de carbone selon la réaction suivante :



I.3.a Les avantages et les inconvénients

Outre le fait que la biométhanisation est une source importante de production d'énergie, elle répond également à des considérations relatives à la gestion des déchets et à l'environnement. La biométhanisation se décline aujourd'hui sous de multiples solutions environnementales :

- ❖ le traitement des déchets.
- ❖ la valorisation de sites pollués.
- ❖ la réduction des émissions de gaz à effet de serre (CH_4 , CO_2).
- ❖ la production de fertilisant naturel peu énergivore plus rapidement assimilable. la production d'énergie (production méthane CH_4) exploitable sous différentes formes:
 - production d'énergie thermique ;
 - production d'énergie électrique ;
 - production de carburant ;
- ❖ la production d'énergie renouvelable pouvant être :
 - stockée.
 - transportée sans pertes.
 - utilisée et transformée dans des lieux et à des moments différents de la production.
 - la valorisation de ressources disponibles et parfois mal valorisées.
 - la diversification des activités agricoles [6]

I.3.b Contraintes de la méthanisation

La méthanisation présente des inconvénients à ne pas négliger :

- Ce procédé permet de traiter seulement la matière organique biodégradable, ce qui nécessite d'associer la méthanisation à l'incinération et aux centres de stockages de déchets non dangereux pour les autres fractions de déchets
- Une phase de compostage peut être nécessaire pour traiter les déchets ligneux plus difficilement dégradables et pour finaliser la maturation de la matière organique
- Un traitement des excédents hydriques du processus peut être nécessaire [2].

I.4 Le déchet pouvant être traité par la méthanisation

Globalement, toutes les matières organiques non ligneuses, qu'elles soient liquides ou solides peuvent être utilisées comme matière première. L'ensemble des substrats provient principalement des 3 secteurs suivants [6] :

- Agricole (effluents, déchets, sous-produits, cultures)
- Industrie agroalimentaire (déchets, sous-produits, boues de STEP1)
- Des collectivités (déchets verts, boues de STEP, déchets ménager (FFOM2)) [7].

I.5 Les facteurs influençant la méthanisation

Comme tout micro-organisme, la population bactérienne qui constitue le consortium méthanogène exige des conditions particulières pour sa croissance, et par conséquent une bonne production de biogaz, il faut des conditions spécifiques, les principaux facteurs physico-chimiques qui affectent le procédé de digestion anaérobie sont le pH, [7] la température, les nutriments, les composés toxiques ou inhibiteurs [5].

I.5.a La température

L'augmentation de la température, à travers son influence sur les microorganismes, a pour effet d'accroître les vitesses de réaction (de dégradation) sans pour autant augmenter la production cumulée de méthane. Une augmentation de température va intervenir sur la vitesse de croissance des microorganismes en premier lieu, et l'augmentation numérique des populations va accroître la vitesse de dégradation des déchets. La littérature rapporte que la vitesse de production de biogaz double à chaque augmentation de 10°C jusqu'à un palier critique de 60°C [2].

On répartit les organismes en trois catégories, selon la plage de températures à laquelle leur croissance est optimale :

Les psychrophiles dominent entre 4-20 °c, avec un optimum de croissance vers 15°c les sub-mésophiles et mésophiles dominent entre 20-45oc avec un optimum vers 37°c les thermophiles dominent entre 55-70oc, avec un optimum vers 60°c. [5]

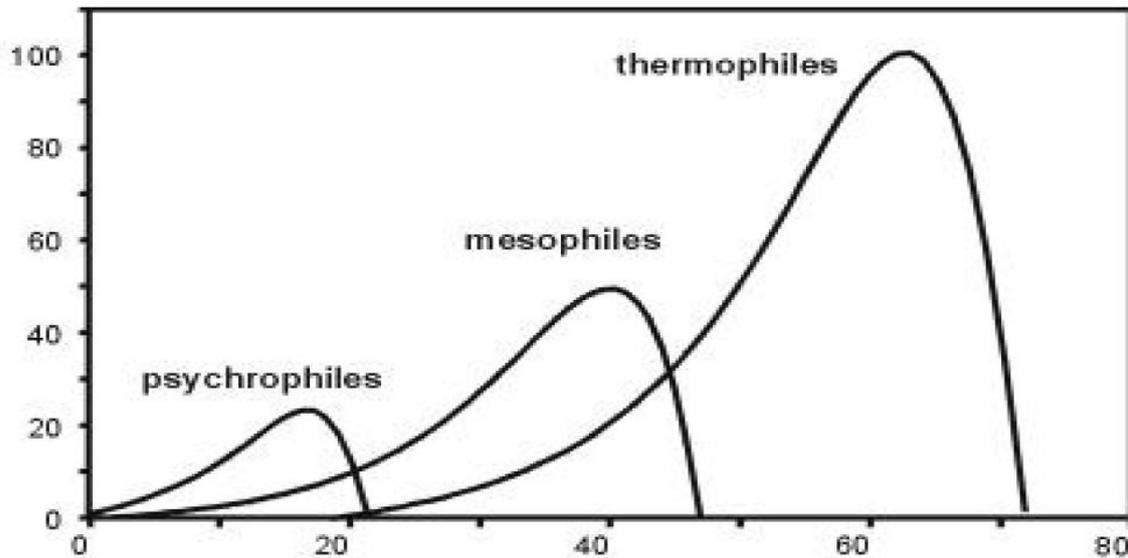


Figure I.2 : Effet de la température sur le taux de croissance des méthanogènes

La figure 1.2 montre les plages de températures où la croissance de ces trois populations est possible. La dépendance des taux de croissance à la température obéit à la loi d'Arrhenius, jusqu'à la température optimale, puis chute brutalement. [5]

Dans tous les cas, les variations de température (plus de 1°c en moins d'une journée) sont à éviter. D'autre part, en dessous de 10°c, l'activité des bactéries est minime et, au dessus de 65°c, les enzymes nécessaires aux bactéries pour dégrader la matière organique sont détruites [8].

I.5.b Le pH

Les organismes peuvent être séparés en fonction de leur ph optimal de croissance :

Les acidophiles : $1 < PH < 5,5$.

Les neutrophiles : $5,5 < PH < 8$.

Les alcalophiles : $8,5 < PH < 11,5$.

On considère habituellement que la gamme optimale de PH pour la digestion anaérobie se situe entre 6,7 et 7,3. un écart du PH de cette gamme est en général le signe d'un mauvais fonctionnement du digesteur, et d'une accumulation d'acides ou de composés alcalins [5].

Certains auteurs ont cependant mis en évidence l'adaptation de populations anaérobies à des PH inférieurs à 5 ont étudié l'adaptation d'une culture de bactéries méthanogènes à des PH aussi bas que 4. Ils ont montré que la production de méthane était fortement ralentie mais pas stoppée, et le rendement méthane restait suffisamment élevé (au minimum 16% de la situation de référence à PH=7) pour envisager de nouvelles perspectives pour le traitement d'effluents très acides comme les effluents de papeteries.

Le PH est fortement lié à l'alcalinité que l'on associe au pouvoir tampon, c'est à dire la capacité du milieu à absorber les protons [5].

Le PH d'alimentation peut également affecter le PH dans le digesteur. L'utilisation du PH comme indicateur du processus est normalement basée sur le fait qu'une baisse de PH correspond à l'accumulation d'AGV. Quelques systèmes anaérobies appliquent le contrôle du PH où un acide ou une base sont ajoutés pour assurer le PH approprié pour la croissance microbienne. Dans un réacteur de pouvoir tampon faible et sans commande de PH, l'accumulation d'AGV peut diminuer le PH rapidement, et le PH est un indicateur efficace du processus. Cependant, il n'est pas recommandé d'employer le PH pour indiquer le déséquilibre du processus dans un système bien protégé (pouvoir tampon élevé) où le changement du PH par l'accumulation d'AGV est souvent lent et trop petit. Le pouvoir tampon élevé résistera au changement de PH et la baisse de PH se produira souvent après que le processus soit sévèrement déséquilibré. Dans le digesteur de déchet d'animaux l'AGV pourrait s'accumuler jusqu'à 100 mm tandis que le PH changeait seulement 0.5 unité [9].

I.5.c Composés toxiques ou inhibant la digestion anaérobie

Des composés toxiques et inhibiteurs peuvent être responsables du mauvais déroulement de la méthanisation de l'effluent, 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. il est assez difficile de les distinguer des facteurs environnementaux (chute du PH, changement de température, accumulation de métabolites,...) tant ils sont liés. Un excès d'AGV sous forme non dissociée accélère leur entrée dans les cellules, ce qui provoque une baisse du PH intracellulaire. Dans ces conditions, une partie de l'ATP servant habituellement à la croissance, est hydrolysée pour libérer des protons et contre-balancer cet apport supplémentaire d'anions et assurer le maintien de l'homéostasie. en conséquence moins

d'ATP sera donc disponible pour la croissance bactérienne. La concentration seuil à partir de laquelle les AGV seront inhibiteurs dépend du pouvoir tampon du milieu.

En plus d'inhiber la méthanogénèse, le sulfure de dihydrogène (H_2S) dégagé a un effet néfaste sur les organismes, Boone et Bryant ont montré que l'ajout d'acide sulfurique avait pour effet d'inhiber la dégradation de propionate dans une culture de bactéries sulfato-réductrices et de bactéries Acétogénèse. Hall et al signalent que le potentiel d'inhibition des sulfures est fonction du PH, car ils participent au même titre que les AGV et les bicarbonates à l'alcalinité du digesteur, au travers des couples $H_2S/HS^-/S_2^-$ (Pka 7,1 et 13,3).

D'autres composés comme l'acide 2-bromoéthane-sulfonique ou le chloroforme inhibent également la méthanogènes. Ces mêmes auteurs ont montré que l'ajout d'oxygène (O_2) dans le ciel gazeux d'un digesteur dégradant en coculture du butyrate, avait pour effet de stopper la dégradation du butyrate.

L'hydrogène qui doit être maintenu à une pression partielle faible pour permettre l'acétogénèse est souvent considéré comme un composé inhibiteur, car sa présence en excès inhibe les réactions d'Acétogénèse [5].

I.5.d Les nutriments

La matière vivante est majoritairement composée d'atomes de carbone, d'hydrogène, d'oxygène, d'azote, de phosphore et de soufre. ces constituants élémentaires doivent être présents dans le substrat selon les proportions de la formule empirique de la biomasse $C_2H_7O_2NP_{0.06}S_{0.1}$. Un déséquilibre de ces proportions dans le milieu risque de retarder la croissance bactérienne et donc de ralentir le processus global. 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 de l'eau par des oxydants chimiques forts. en règle générale les quantités de carbone à éliminer sont trop importantes pour qu'il y ait un équilibre C : N : P : 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 N. il est possible de contrebalancer cette carence en apportant de manière contrôlée une solution de macro-nutriments 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) [5].

I.6 Les divers procédés de méthanisation

La digestion anaérobie (AD) est un processus biologique qui convertit la matière organique en un gaz riche en méthane. Il s'agit d'une technologie bien établie pour le traitement de la fraction organique de divers déchets. Le processus AD est classifié de différentes façons.

I.6.1 Selon le fonctionnement des réacteurs

Depuis les années 70, les capacités de traitement se sont améliorées. Une pratique industrielle de la méthanisation a permis de développer des réalisations de plus en plus sophistiquées, des Systèmes à biomasse libre vers ceux à biomasse fixée [7].

I.6.1.a Procédés à biomasse libre

Dans les procédés à biomasse libre, la technique est simple et adaptée généralement au traitement des effluents fortement chargés en matières organiques (déchets agricoles, boues urbaines, ...). L'écoulement, s'effectue soit par brassage (infiniment mélangé) soit par front (écoulement piston) [10].

Parmi les procédés utilisant une population bactérienne libre, on distingue :

Le lagunage anaérobie mettant en œuvre des bassins avec un dispositif de récupération de gaz. Il permet de traiter entre 0,5 et 2 kg de DCO/m³/j

Le contact anaérobie comportant un réacteur calorifugé et un décanteur. Ce procédé peut traiter une charge de 3 à 12 kg de DCO/m³/j

Le réacteur à lit de boues dans lequel les granules de bactéries sont mises en suspension par une recirculation du milieu. Ce réacteur est le plus fréquemment utilisé. Le plus performant est le réacteur à flux ascendant (UASB ou Up-flow Anaerobic Sludge Blanket) qui permet d'atteindre des capacités d'épuration de 20 à 30 kg de DCO/m³/j

L'immobilisation de la biomasse sur des supports permet d'augmenter la concentration des Micro-organismes actifs dans le réacteur, d'améliorer le transfert de substrat inter-espèces et ainsi d'atteindre des capacités de traitement plus élevées. Les bactéries se développent sur la surface du support et forment un film bactérien, appelé bio film [7].

I.6.1.b Procédés à biomasse fixée

Ces réacteurs sont adaptés au traitement d'effluents, moins chargés, afin d'éviter les risques de colmatage, avec deux technologies à boues granulaires et à support [11].

Les digesteurs à biofilm et à granules ; Un biofilm est un groupe de microorganismes inclus dans une matrice de polymères biologiques. Les espèces qui composent le biofilm adhèrent entre elles et forment dans ce cas des granules. Les microorganismes peuvent également se développer sur un support mobile ou fixe. L'attachement de la biomasse permet d'appliquer des débits importants sans risquer de lessiver la biomasse, ces digesteurs sont donc plus robustes face à des chocs hydrauliques que les réacteurs à cultures libres.

Réacteurs à support mobile : Les fermenteurs à support mobile constituent la dernière génération de digesteurs à biomasse fixée. Ils ont été développés pour combiner les avantages des méthaniseurs à biomasse fixée (taux de rétention de la biomasse élevés autorisant de grands débits d'alimentation) et de ceux à cellules libres (faible risque de colmatage et bonne homogénéité du milieu).

Le digesteur est rempli avec un support inerte de faible taille sur lequel, et au sein duquel la biomasse peut se développer. Le rapport surface/volume élevé du support et l'application de débits volumiques importants permet d'éviter le bouchage. Si le lit est expansé de moins de 20% on parlera de lit "expansé", et lorsque l'expansion du lit dépasse les 30% on parle de lit "fluidisé". La mobilité des supports est accrue dans le cas des lits fluidisés ce qui permet de limiter les colmatages et d'assurer un mélange efficace. Les fortes vitesses ascensionnelles au sein du réacteur favorisent la turbulence à l'interface entre le liquide et le biofilm ce qui améliore les transferts de masse. Comme dans le cas des réacteurs à lit fixe, la biomasse peut se retrouver piégée entre les supports [5].

I.6.2 Selon la température

La température est un paramètre très important de la méthanisation. Comme toutes les transformations chimiques et biochimiques. La vitesse des réactions qui interviennent en méthanisation augmentent avec la température. A l'échelle industrielle, différentes stratégies sont utilisées par rapport à la température [12]

Mode psychrophile : lorsque la température est inférieure à 15 °C. C'est la méthode la moins coûteuse de méthanisation. Par contre, elle est la moins efficace avec de faibles productions de biogaz.

Mode mésophile : entre 30 et 40 °C, avec une température optimale de fonctionnement de 35 °C. C'est le mode le plus utilisé, à cause de sa stabilité et de sa bonne production de 15

biogaz. De plus, les microorganismes mésophiles sont plus robustes et plus tolérants aux variations de température, donc plus indiqués pour les digesteurs avec des caractéristiques moins contrôlées et localisées dans des climats plus froids. Le temps de séjour moyen est de 3 semaines.

Mode thermophile : entre 50 et 65 °C, avec un optimum se situant autour de 55 °C. Il est de plus en plus utilisé pour le traitement de résidus solides. Des températures plus élevées permettent l'amélioration de la vitesse de l'hydrolyse et une meilleure dégradation du substrat. En addition, les températures élevées ont un pouvoir destructeur des germes pathogènes. Par contre, ce sont des systèmes plus sensibles aux substances toxiques et aux variations de température. De plus, la nécessité d'un apport plus important d'énergie thermique le rend moins intéressant d'un point de vue énergétique. Finalement, les cultures thermophiles peuvent nécessiter un mois ou plus pour établir une nouvelle population. Le temps de séjour moyen pour les systèmes thermophiles varie entre 10 et 15 jours.

Afin de réduire le temps de séjour, donc la taille totale des réacteurs, quelques systèmes de traitement de boues ont un procédé en deux phases qui combine les digestions thermophile et mésophile. Dans un premier moment, un réacteur en mode thermophile fait une hydrolyse rapide de la matière organique pendant deux à trois jours. Ensuite, un autre réacteur réalise la phase méthanogène en mode mésophile. De cette façon, les deux étapes clés de la digestion anaérobie peuvent être faites dans leurs conditions idéales, ce qui permet de réaliser le procédé entre 12 et 15 jours. [4]

I.6.3 Selon la teneur en matière sèche du substrat

L'eau joue un rôle important dans le contrôle de l'ensemble du processus de la digestion anaérobie, Il est responsable de la croissance de la population microbienne et a également travaillé comme agent tampon pour tout le substrat et les réactifs. Les digesteurs peuvent être classés selon la concentration en eau du substrat organique à traiter par :

I.6.3.a Procédé à voie humide

La teneur en matières sèches est inférieure à 15 %. Ce sont des procédés utilisés principalement pour la méthanisation des boues d'épuration, du lisier ou d'autres intrants liquides. Dans le cas des résidus solides, leur dilution doit être faite dans le but d'obtenir une concentration de 10 à 15 % de matières solides [12].

Cela provoque une augmentation des coûts causée soit par un apport d'eau, soit par la recirculation de l'eau de procédé, donc des équipements nécessaires à cette recirculation. Ces réacteurs ont une meilleure homogénéisation du substrat, ce qui augmente la digestion.

Par contre, le besoin de cuves plus grandes augmente le coût des réacteurs et du chauffage du substrat [2].

I.6.4.b Procédé à voie sèche

La teneur en matières sèches est comprise entre 20 et 50 %. Ces systèmes sont utilisés principalement pour le traitement des résidus solides qui sont mis dans le réacteur sans importants ajouts d'eau. La consistance du milieu de fermentation est pâteuse ou semi-solide [12]. Une plus grande concentration du milieu permet l'utilisation de réacteurs moins grands, donc moins coûteux. Par contre, cette concentration accrue nécessite des pompes spéciales et cause plus de stress mécaniques aux équipements [4].

CHAPITRE II

LA DIGESTION ANAEROBIE PAR VOIE SECHE

CHAPITRE II

LA DIGESTION ANAEROBIE PAR VOIE SECHE

II.1 Introduction sur la digestion anaérobique (méthanisation) par voie sèche :

La digestion anaérobique est considérée comme une option alternative pour gérer et traiter la fraction organique des déchets solides municipaux (OFMSW). Ce procédé traite non seulement les déchets organiques, mais produit également de l'énergie propre (biogaz). Les résidus de digestion (digestat) obtenus à partir du procédé peuvent être utilisés comme amendement de sol ou même engrais organique riche en nutriments en fonction de sa qualité finale. En fonction de la teneur en solides des déchets utilisés dans le procédé, la digestion anaérobique est de deux types qui sont la digestion anaérobique par voie sèche et humide. La digestion anaérobique sèche a reçu beaucoup d'attention en raison de ses avantages d'une plus petite demande de volume de réacteur (taux de charge organique plus élevé), d'une addition d'eau plus faible et d'un prétraitement inférieur requis avec une vitesse de production de biogaz volumétrique plus élevée que la digestion par voie humide [38].

Dans ce chapitre, le processus de la digestion anaérobique par voie sèche sera discuté. De plus, les facteurs affectant la digestion anaérobique sèche ainsi que les caractéristiques du digestat.

II.2 Historique de la digestion par voie sèche

Au niveau industriel, la digestion des déchets ménagers solides par voie sèche s'est développée depuis les années 1990 [14]. Mais la tendance de la technologie de digestion anaérobique par voie sèche a augmentée si rapidement qu'à la fin des années 2000, la capacité de digestion anaérobique totale en Europe pour le traitement de l'OFMSW a été divisée également entre la digestion anaérobique humide et sèche comme le montre la figure II.1. La tendance a encore changé et en 2006, la digestion anaérobique par voie sèche et la digestion anaérobique par voie humide ont fourni respectivement 56%

et 44% de la capacité [26]. Elle est devenue plus de 60% pour la digestion à sec en 2010, comme la montre le même chiffre [13].

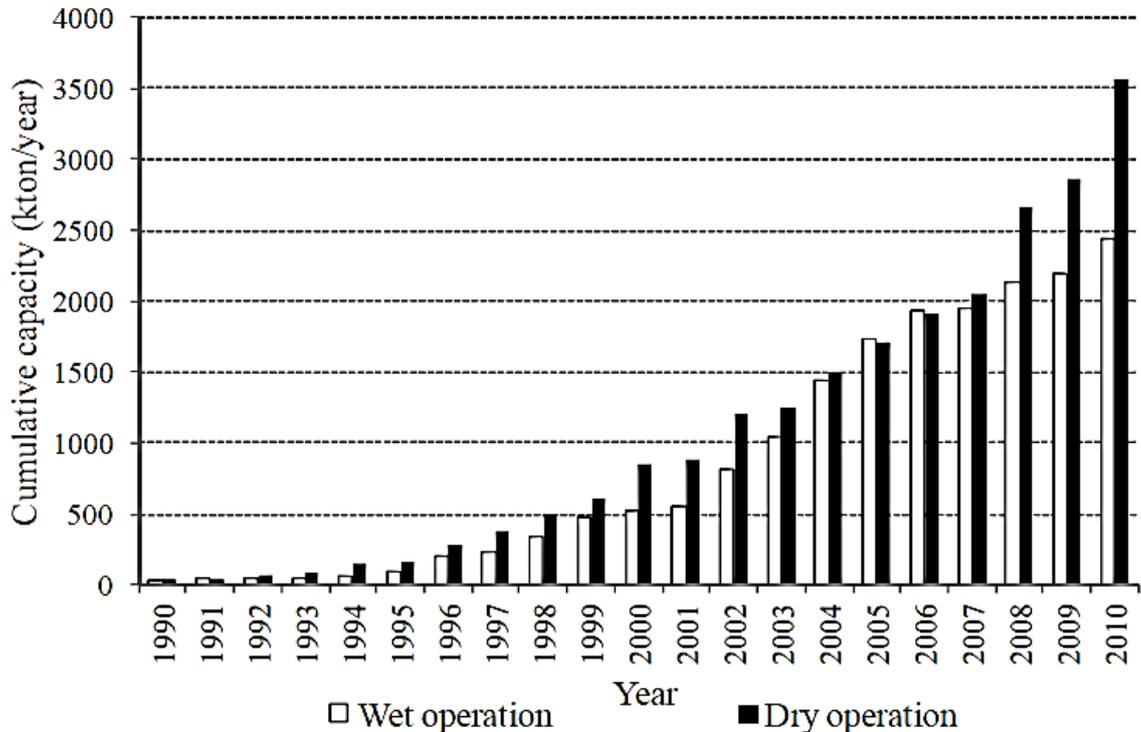


Figure II.1 : tendance pour la digestion anaérobie par voie sèche et humide en Europe

II.3 les avantages et les inconvénients de la digestion anaérobie par voie sèche :

II.3.1 les avantages de la voie sèche

La digestion anaérobie par voie sèche offre plusieurs avantages par rapport au procédé de digestion anaérobie par voie humide, [13] en raison de :

- une addition d'eau plus faible, un volume de réacteur plus petit ;
- une simplicité technique de conception due au mouvement du substrat en boucle
- aucun dispositif mécanique requis à l'intérieur du réacteur pour le mélange
- la manipulation facile des résidus digérés [13]
- un prétraitement inférieur requis avec une vitesse de production de biogaz volumétrique plus élevée que la digestion humide ;
- une teneur en solides élevée du digestat rend plus simple et plus facile à manipuler par rapport au digestat liquide de digestion humide [13]
- son coût réduit
- sous-produits potentiels tels que l'engrais et la production d'énergie [15] ;

II-3.2 les inconvénients de la voie sèche

Les principaux inconvénients sont :

- L'eau peut avoir un impact sur les communautés microbiennes en raison d'un transfert limité ;
- aussi le contact entre microorganismes et substrat sera difficile ;
- l'agitation difficile dans les réacteurs. De plus, la compacité du milieu [12]
- Certains dispositifs sont encore en phase de test [16]
- Problème de transfert de matière, viscosité plus importante [14]

II.4 Les procédés de méthanisation

Stimulé par la demande croissante de la digestion anaérobie des déchets solides organiques, Plusieurs conceptions de plantes commerciales de digesteur anaérobie ont été développées au cours des deux dernières décennies. Surtout dans les pays européens, il existe de nombreux processus disponibles sur le marché.

Les procédés sont brevetés selon plusieurs caractéristiques de base : (alimentation discontinue ou continue, nombre d'étages, teneur totale en solides des déchets et température de fonctionnement). Les méthodes de mélanges (injection de gaz ou agitateurs mécaniques), le type de réacteur (vertical ou horizontal, rectangulaire ou cylindrique) et le débit de procédé (complètement mélangé ou bouchon) sont également des paramètres pour obtenir des droits de brevet. La figure II.2, présente la technologie de digestion anaérobie disponible pour le traitement des déchets solides, en particulier sur le marché européen [17].

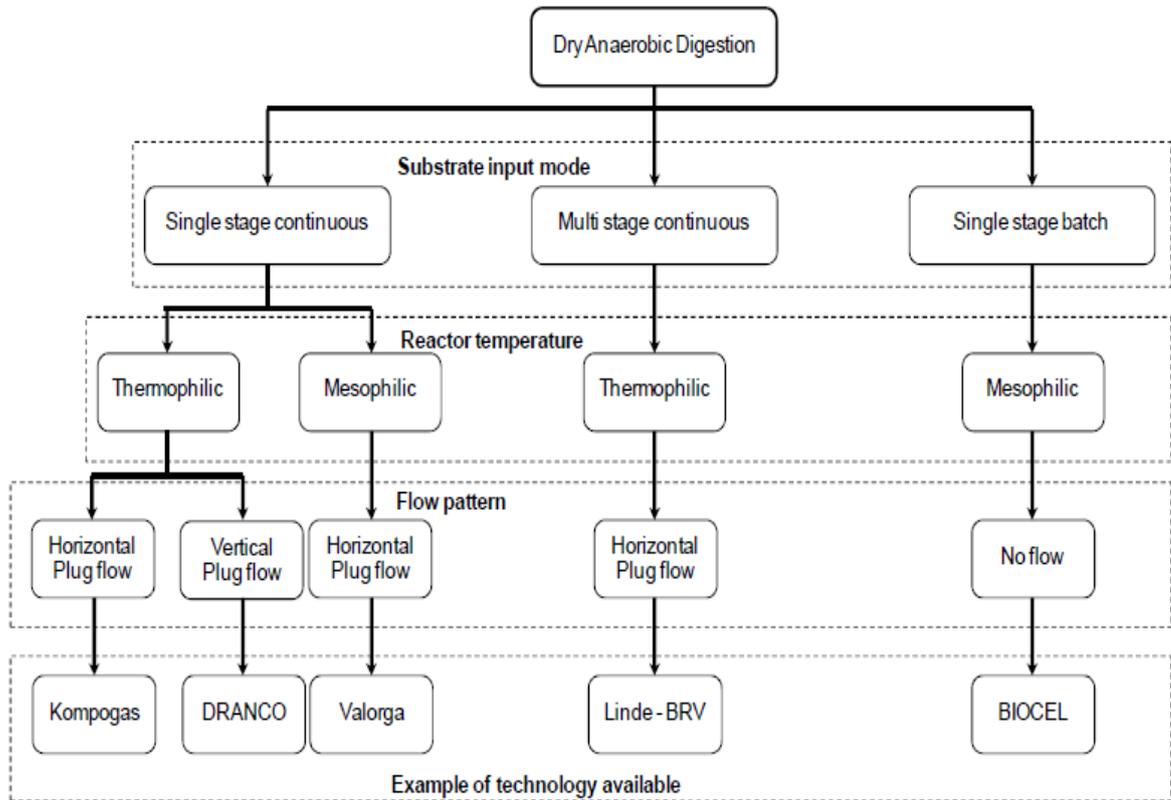


Figure II.2 : Différentes méthodes de digestion anaérobie disponibles sur le marché
[13]

II.4.1 Procédés discontinus

Les procédés de méthanisation discontinus (aussi appelés « batch ») se sont historiquement développés sur les connaissances issues des centres de stockage et d'enfouissement d'ordures ménagères. Dans ces procédés [18], le mélange est introduit dans le digesteur en une seule fois pour être méthanisé. La durée de fermentation est de l'ordre de 4 à 5 semaines, puis le produit restant (digestat) est enlevé afin de remplir à nouveau le réacteur avec un mélange organique frais; le fonctionnement du digesteur est donc discontinu (voir figure II.3) [19]. Ce mode de fonctionnement ne permet pas un contrôle fin de la réaction biologique. Une recirculation des jus de percolation est souvent employée pour contrôler la réaction biologique (température, inoculation, humidification du substrat). Par contre, les procédés discontinus sont caractérisés par une gestion simple de la réaction biologique et une faible maintenance des installations. Par conséquent, les coûts d'investissements sont souvent inférieurs d'environ 40% par rapport aux procédés continus. Plusieurs

technologies de digesteurs batch ont ainsi été développées pour la méthanisation sèche : Biocel®, SEBAC®, APS®, Bioconverter®, Bioferm®, Eribox®...

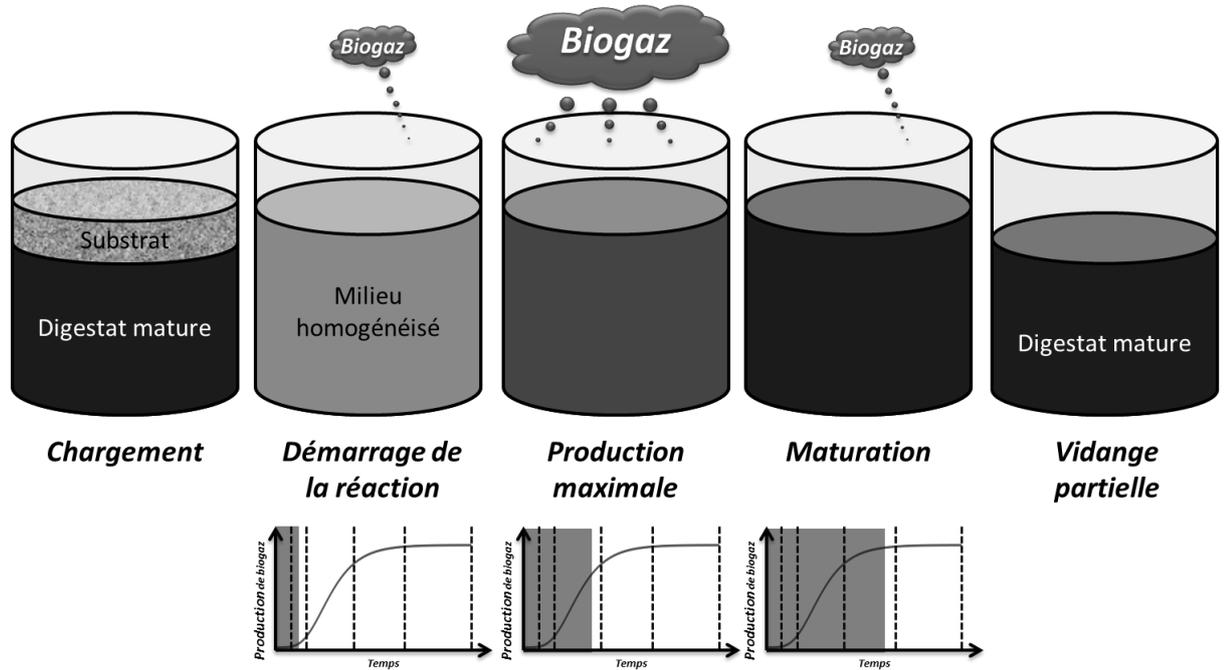


Figure II.3 : Fonctionnement séquentiel des réacteurs discontinus en méthanisation sèche

Le fonctionnement discontinu est donc le mode privilégié pour les digesteurs nécessitant un investissement réduit, une faible instrumentation et un faible niveau de formation des opérateurs. En contrepartie, la production de biogaz n'est pas constante, puisqu'elle suit la dégradation du substrat dans le digesteur. Pour maintenir relativement constante la production de biogaz, plusieurs réacteurs fonctionnant séquentiellement sont généralement mis en œuvre (Figure II.3). Les digesteurs sont ainsi chargés à l'échelle d'une semaine puis scellés pendant plusieurs semaines, durant lesquelles un ou d'autres réacteurs sont alimentés. La limite principale des digesteurs discontinus réside dans les cycles de chargement/déchargement qui sont réalisés manuellement. Ces opérations nécessitent le recours d'engins agricoles et l'ouverture régulière des digesteurs, responsables de nuisances olfactives et sonores. Ces procédés sont donc privilégiés dans le milieu agricole ou dans les zones de faible densité industrielle ou urbaine [18].

II.4.2 Procédés continus

De la même manière que les systèmes infiniment mélangés, la méthanisation sèche en continu consiste à introduire régulièrement (au moins quotidiennement) de la matière dans le digesteur [20]. Ce dernier est généralement de forme cylindrique horizontale ou en forme de couloir. Il est doté d'un système de brassage qui permet de faire avancer le mélange le long du digesteur. Au sein du réacteur la méthanisation se déroule soit en condition mésophile (38/39°C) soit en condition thermophile (52/53°C). Le biogaz produit est récupéré en partie haute du réacteur. Le temps de séjour de la matière est de l'ordre de 25 à 35 jours dans le réacteur [19]. Et Contrairement aux procédés discontinus, les procédés continus reposent sur une volonté d'automatisation des installations et d'optimisation des performances. Ils sont caractérisés par une production régulière de biogaz au cours du temps [18]. Parmi les technologies en continu, Valorga, Dranco et Kompogas sont les plus connues.

II.4.3 Comparaison de procédé de méthanisation continu/discontinu en voie sèche

Au travers de ces exemples présentant les procédés de la méthanisation en voie sèche de type discontinu et continu, il a pu être noté des points communs et des différences entre les deux types de procédés. Les points communs à tous ces procédés sont de traiter des déchets avec une teneur en matière sèche supérieure à 15 % et une réduction de la phase liquide par rapport au procédé en voie liquide [21].

En raison de la faible technicité des systèmes en discontinu, l'investissement peut être inférieur aux systèmes en continu. Cependant en raison de l'espace requis qui est bien supérieur en système discontinu, les coûts liés aux travaux de génie civil peuvent être important selon l'implantation du projet [19].

Le temps de rétention est plus long que pour le mode continu, En cas de dysfonctionnement d'un digesteur, celui-ci peut être vidangé rapidement et rempli à nouveau contrairement au mode continu où le procédé est à l'arrêt à ce moment là [21], Les coûts de fonctionnement sont par contre légèrement inférieur pour un système discontinu en raison de [19] chargement/déchargement des digesteurs périodiques et d'un besoin en maintenance plus limité (pompe, agitateur...) [19]. En mode discontinu, il n'y a pas d'équipements sophistiqués pour procéder au broyage ou à l'agitation de la matière [21].

Du point de vue de la production de biogaz, nous pensons que celle-ci sera moindre en système discontinu en raison principalement des conditions plus militantes pour le

déroulement de la fermentation (absence de mélange à l'intérieur du digesteur, hétérogénéité de la matière et de l'humidité...).

Le digestat demandera dans les deux cas un post-traitement pour garantir un épandage de qualité (régularité). L'avantage du système discontinu se situe sur un volume de jus de processus moins important à gérer en fin de méthanisation, ce peut être un élément non négligeable dans l'équilibre économique et la faisabilité du projet [19].

II.5 Les différentes technologies de la méthanisation par voie sèche

Pour répondre aux contraintes particulières du procédé de méthanisation par voie sèche, plusieurs technologies ont été développées [22]. Elles sont subdivisées en procédés continus (le digesteur est chargé séquentiellement dans la journée) ou en procédés discontinus (une vidange du digesteur est réalisée à la fin du cycle de digestion) [21]. Parmi les technologies en continu, Valorga, Dranco et Kompogas sont les plus connues. Dans chaque cas, la matière entrante subit un broyage et est ramenée à un taux de matière sèche compris entre 30 et 40% par mélange de différents intrants. De cette façon, le réacteur est alimenté par un piston permettant l'entière automatisation de l'unité. Le mélange du digesteur se fait soit par recirculation du digestat, soit par recirculation du biogaz. Dans le cas des procédés discontinus, aucun mélange de matière n'est possible à l'intérieur du digesteur après chargement et fermeture de celui-ci. [22].

II.5 .1 Le procédé Kompogas

Le système Kompogas (voir figure II.4) est un procédé de digestion anaérobie sec à une étape. Le processus de fermentation s'effectue dans un réacteur horizontal [17], en flux piston combiné à une agitation axiale lente [21], Le milieu progresse dans le digesteur par l'action combinée d'un malaxeur et de l'alimentation en substrat. Cette technologie est retenue sur de nombreux sites en Europe principalement pour son automatisation et ses performances, malgré un investissement et des coûts d'entretiens très élevés [18]. La digestion anaérobie dans ce système s'effectue en mode thermophile. Le volume du réacteur KOMPOGAS est limité. Si la production de déchets solides est relativement élevée, la capacité de l'installation peut être facilitée par l'installation de plusieurs réacteurs en parallèle, ce système est très stable [17], Les déchets pouvant être méthanisés par ce genre de système ont une teneur en matière sèche à environ 23 % et sont des ordures ménagères, des déchets verts et organiques ainsi que des déchets des industries agro alimentaires. Les déchets sont triés, malaxés et injectés dans le digesteur

comportant des pâles pour mélanger l'ensemble. Le matériau digéré étant retiré de l'extrémité du réacteur après environ 20 jours [23], La chaudière à biogaz sur site permet de chauffer le digesteur et d'obtenir une température idéale pour réaliser la digestion anaérobie. Le temps de séjour est de 15 à 20 jours [22].

II.5 .2 Le procédé Dranco (dry anaerobic composting)

Le système Dranco (voir figure II.4) fonctionne à haute teneur en solides, utilise un système de digestion anaérobie à une étape, bien que le plus souvent opéré sous une température thermophile (50 à 55 ° C) [17]. ce système fonctionne par gravité [21], L'alimentation est introduite quotidiennement en tête du réacteur, Le temps de rétention du réacteur est compris entre 15 et 30 jours, Il n'y a pas de dispositifs de mélange nécessaires dans le réacteur autre que le mouvement naturel vers le bas des déchets causés par l'alimentation fraîche et le retrait du digestat [23], le procédé Dranco est considéré comme efficace pour le traitement des déchets solides avec 20 à 50% de TS. Le rendement en biogaz se situe entre 100 et 200 m³ / tonne de déchets d'entrée [17].

II.5 .3 Le procédé Valorga

Le procédé Valorga (voir figure II.4) utilise un réacteur continu, par voie sèche, en une seule étape et dont le cheminement de la matière est de type piston horizontal. Il est formé d'un cylindre vertical construit en béton précontraint et a la particularité de posséder un mur interne de 2/3 du diamètre qui assure un temps de séjour minimal du milieu au sein du réacteur (entre 18 et 23 jours pour les solides) [3]. Les déchets peuvent être traités en mode mésophile ou thermophile par ce procédé et ont une teneur en matière sèche d'environ 30 % [21], Le mélange vertical est effectué par injection de biogaz à haute pression à recirculation interne toutes les 15 minutes [17], Le rendement spécifique en méthane est compris entre 220 et 250 m³/tonne de solides volatils totaux (TVS) alimentés au digesteur ou entre 80 et 160 m³/tonne de déchets alimentés [23].

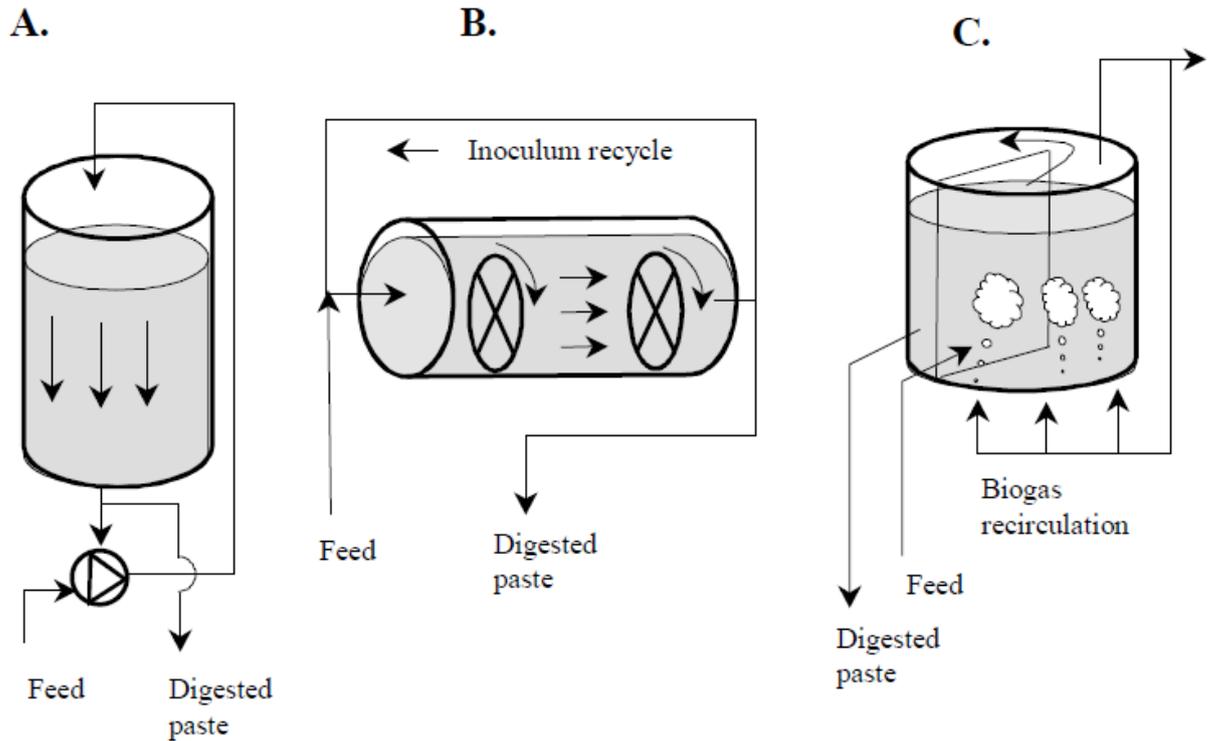


Figure II.4 : Différents modèles de digesteurs utilisés dans les systèmes «secs» (A : Dranco, B : Kompostogas et C : Valorga [24])

II.5.4 Procédés à un ou deux étapes

La digestion anaérobie des déchets organiques est réalisée par une série de procédés biochimiques. Ces processus peuvent être séparés en deux étapes principales: La première étape c'est l'hydrolyse, l'acidification et la deuxième étape où l'acétate, l'hydrogène et le dioxyde de carbone sont convertis en méthane. En ce qui concerne ces procédés, le système continu peut encore être divisé en un étage et un système à deux étages [17].

II.5.4.a Procédés à un étage

Les systèmes de digestion continue en une seule étape en Europe couvrent plus de 87% de la capacité de digestion des déchets biologiques et des boues d'épuration [25]. Les industriels préfèrent les systèmes à une étape en raison de leur conception plus simple et de leurs coûts d'investissement réduits [13]. Dans les procédés à une seule phase, les quatre étapes de la méthanisation sont conduites dans un réacteur unique [3].

❖ Les avantages

- Gestion simple ;
- Investissements moins importants ;

- Charge organique applicable plus importante [3] ;
- Aucune pièce mobile à l'intérieur du réacteur [24].

❖ Les inconvénients

L'inconvénient majeur des systèmes de digesteur à une seule étape est que ces procédés sont nécessaires pour se dérouler dans les mêmes conditions opératoires malgré des différences dans les taux de croissance et le pH optimal des groupes microbiens impliqués dans chaque étape, Cet inconvénient est important notamment dans le cas de substrats dont la dégradation est limitée par la méthanogénèse plutôt que par hydrolyse [17].

II.5.4.b Procédés à deux étages

L'idée des systèmes à deux et plusieurs étages (voir figure II.5) est que le processus de conversion global du flux de déchets au biogaz est assuré par une multiple de réactions biochimiques qui ne partagent pas nécessairement les mêmes conditions environnementales optimales [26]. Le principe implique la séparation de la digestion, de l'hydrolyse et de l'acidogénèse des phases d'acétogénèse et de méthanogénèse [23]. Les conditions dans le premier réacteur sont ajustées pour favoriser la croissance d'organismes capables de décomposer les biopolymères et de libérer des acides gras (hydrolyse / acidification). Le produit du premier réacteur est ensuite passé au second réacteur, où se produit la méthanogénèse [17], L'optimisation de ces réactions séparément dans différents stades ou réacteurs conduit à une plus grande vitesse globale de réaction et le rendement du biogaz [23].

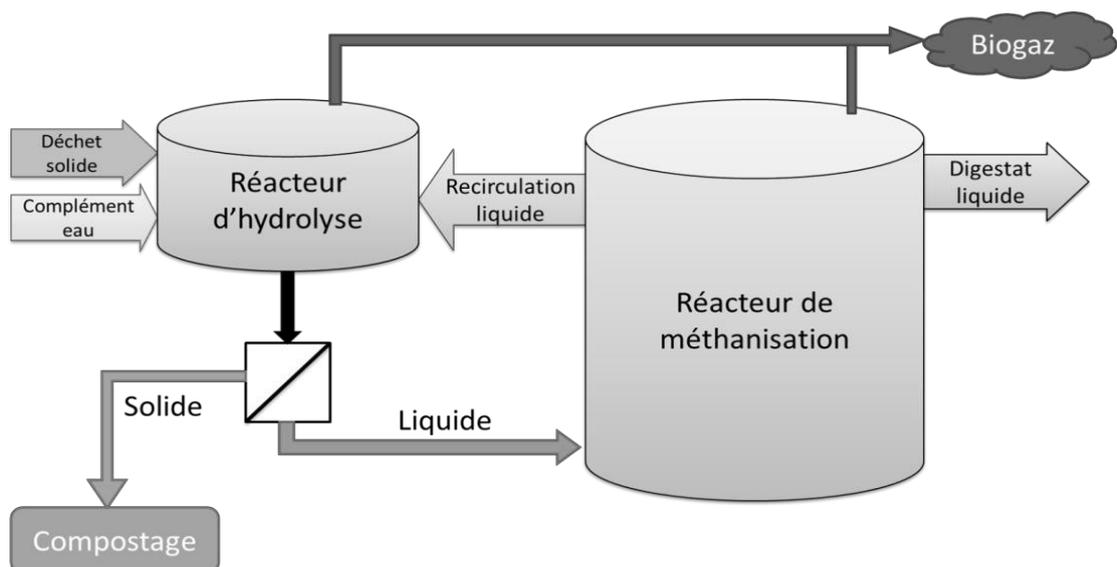


Figure II .5 : Concept général des digesteurs à deux étapes [18]

❖ Les avantages :

- Moins de métaux lourds dans le compost [24] ;
- Optimisation des paramètres ;
- Temps de digestion réduit [3].

❖ Les inconvénients

L'inconvénient potentiel des systèmes à deux ou multi-étages est la diminution du rendement en biogaz due à l'élimination des particules solides de la charge d'alimentation à la deuxième étape [17] ;

Un investissement plus important [24];

Bien que, théoriquement, les systèmes à deux ou plusieurs étages présentent l'avantage d'augmenter à la fois le taux de conversion et l'étendue de l'utilisation du matériau de biomasse polymère, l'échelle est très modérée. Les décideurs et les industriels préfèrent un? Parce qu'ils ont des conceptions plus simples, subissent des échecs techniques moins fréquents et ont des coûts d'investissement plus faibles. De plus, pour la plupart des déchets organiques, la performance biologique des systèmes à un étage est aussi élevée que celle des systèmes à deux étages si le réacteur est bien conçu et que les conditions d'exploitation sont soigneusement choisies [27]. Par conséquent, en 2008, plus de 90% des usines à pleine échelle en Europe pour la digestion anaérobie des biodéchets reposent sur des systèmes à un étage et sont répartis à peu près également entre les conditions d'exploitation «humide» et «sèche» [17],

II. 6 Les paramètres clés de la digestion par voie sèche

La digestion sèche est identique à la voie humide en ce qui concerne l'existence de :

- Quatre étapes conduisant à la transformation du substrat en méthane : hydrolyse, acidogénèse, acétogénèse et méthanogénèse.
- Diverses communautés microbiennes produisant des molécules simultanément substrats et inhibiteurs d'autres micro-organismes.
- Deux gammes de température : mésophile (35°C) et thermophile (55°C).
- Une hydrolyse des solides considérée comme limitant.

Ces connaissances générales ont été aisément prises en compte lors du développement des technologies par voie sèche. Cependant, la réduction de la teneur en eau induit des caractéristiques propres à ces procédés [18]. De récentes études ont été réalisées sur les effets des paramètres opératoires sur la digestion anaérobie par voie sèche afin de mieux en comprendre son fonctionnement. La performance de la digestion anaérobie par voie

sèche dépend ainsi des paramètres opératoires du procédé utilisé, tels que le ratio C/N [22], (teneur en matière sèche, taille des particules, température, des caractéristiques du substrat (structure et composition moléculaire et morphologique), ainsi que de la biomasse microbienne [14].

II. 6. 1 Etat de l'eau dans le système

A cause de la présence de solides dans les milieux de digestion, toute l'eau présente dans le milieu ne présente pas des propriétés similaires en termes de pression de vapeur, enthalpie, entropie, viscosité et densité [28]. On considère en général qu'il existe deux formes dans lesquelles peut se trouver l'eau dans les milieux de digestion [3]:

- **l'eau libre**, qui peut diffuser dans le milieu [14], et qui n'est pas influencée par la présence de solides,
- **l'eau liée**, qui est liée physiquement et chimiquement à des solides [14], pour laquelle les caractéristiques sont modifiées à cause de la présence de solide [3].

De nombreuses recherches ont été menées pour mieux comprendre l'effet de la teneur en matières sèches (MS). Lorsque la teneur en (MS) de la digestion anaérobie augmente, la quantité d'eau libre diminue. La présence d'eau est essentielle à la digestion anaérobie car elle dilue les nutriments, les substrats solubles et facilite le transport diffusif dans le milieu jusqu'aux microorganismes. Avec une diminution de la quantité d'eau libre du milieu, la quantité d'eau disponible diminue [14].

II. 6. 2 Taille des particules

Pour certains substrats solides, qui sont plutôt utilisés dans la digestion anaérobie par voie sèche comme par exemple de la paille ou des déchets ménagers, il est nécessaire de réaliser des prétraitements comme par exemple une réduction de la taille de ces substrats [14]. Cette réduction augmente la surface accessible aux microorganismes et enzymes et favorise à la fois la perméation de l'eau et l'homogénéisation des déchets [30]. Le broyage des substrats est un prétraitement souvent utilisé sur les unités de méthanisation à grande échelle [22]. Il permet d'homogénéiser le substrat [14] et d'améliorer le rendement de biogaz et d'accélérer la dégradation de la matière organique en facilitant la solubilisation des intermédiaires réactionnels [22].

Toutefois, la taille des particules de substrat peut avoir un impact sur le rendement de production du biogaz. C'est le cas pour une réduction de la taille des particules à 5, 2 et 0,5 cm pour la paille d'orge, avec une augmentation de 19,5 à 54 % du rendement de

CH₄ produit pour une digestion anaérobie par rapport aux non-traités. Pour la paille de blé, cette augmentation est de 56 à 80 % pour des particules passant de 5 à 0,2 cm [30]. Ce résultat pour la paille de blé est confirmé par une autre étude de Sharma et al. (1988) [32] basée sur l'étude de particules de 0,088 ; 0,4 ; 1 et 6 mm. Dans ces travaux, et quels que soient les déchets lignocellulosiques (paille de blé, paille de riz, feuilles de Mirabilis, feuilles de chou-fleur ou encore des peaux de bananes), la production de biogaz augmentait avec la diminution de la taille des particules [14].

II. 6. 3 Agitation

L'agitation est très importante pour le transfert efficace du substrat organique à la biomasse microbienne active et l'homogénéisation du milieu réacteur. De plus, le mélange permet un transfert de chaleur et évite ainsi les gradients de température dans les digesteurs à faible teneur en solides et en solides. En outre, il empêche la sédimentation de matières particulaires plus denses dans le digesteur et aide à libérer le gaz produit à partir du contenu du digesteur.

Il existe de nombreux procédés de mélange comprenant des mélangeurs mécaniques, la recirculation de digestat ou la recirculation du biogaz produit en utilisant des pompes [13]. Dans la digestion par voie sèche, un niveau élevé de mélange des déchets frais et des résidus digérés est nécessaire au moment de l'alimentation, dans le but d'inoculer et d'humidifier les déchets frais à nourrir. D'après la référence Rivard et al., (1990) [32] ils ont indiqué qu'aucune différence significative dans la performance d'un mélangeur mal mélangé (1 tr / min) et bien mélangé (25 tr / min) n'a été observée. D'autres chercheurs, ont indiqué que les digesteurs mixtes et non mélangés se sont révélés très similaires lorsqu'ils ont été nourris avec de la suspension avec 5% de TS (digestion humide) [33], tandis que l'effet de mélange est devenu important lorsqu'ils sont alimentés avec une bouillie épaisse (10% Et 15% TS), parce que les digesteurs mixtes nourris avec 10 à 15% d'aliments TS produisaient de 10 à 30% plus de biogaz que les digesteurs non mélangés. Cependant, d'autre étude montre que le mélange continu dans la digestion à haute teneur en solides présentait une performance instable à un taux de OLR élevé alors qu'un mélange minimal présentait une meilleure performance à tous les OLR étudiés [35]. De plus, un réacteur instable continuellement mélangé est devenu stable (comme le montre la consommation d'accumulation de VFA et augmentation simultanée du pH) lorsque le niveau de mélange a été réduit. D'après la discussion ci-

dessus, on peut conclure que le mélange intermittent ou un faible mélange est nécessaire pour une bonne performance de la digestion anaérobie sèche [13].

L'agitation est un facteur important dans la conception réussie d'un processus de digestion anaérobie par voie sèche. Selon la technologie, différentes méthodes d'agitation ont été développées: par gaz, par palettes ou par un dispositif de pompage externe [29].

L'agitation est un paramètre difficilement pris en compte dans la littérature. Ainsi, les quelques études portant sur l'effet de l'agitation présentent seulement des éléments qualitatifs de comparaison : agitation continue, discontinue, forte, douce, milieu non agité... Une forte agitation semble défavorable à la digestion anaérobie [34]. De plus, une agitation douce semble préférable à une absence d'agitation [35]. En effet, l'agitation permet de favoriser les échanges liquide-gaz favorisant ainsi les transferts de matière. Des résultats similaires ont également montré qu'une agitation faible était préférable à une agitation forte ou une absence d'agitation [36].

II.6.4 Alcalinité et pH

L'alcalinité, parfois appelée pouvoir tampon du milieu, caractérise la capacité des milieux à maintenir le pH dans une plage optimale malgré la présence d'acides produits lors de la digestion anaérobie. Les pH acides sont connus pour favoriser les formes dissociées des acides gras volatils et de l'ammoniac, qui sont connus pour présenter des pouvoirs inhibiteurs plus importants [37]. Ainsi, le pH doit être maintenu proche de la neutralité entre 6.5 et 8.5. En digestion anaérobie, l'alcalinité traduit le pouvoir tampon du milieu et dépend de la concentration en ions hydrogénocarbonates (HCO_3^-), composés acides (AGV) et ammoniac. En voie sèche, ce pouvoir tampon est fondamental puisque les concentrations apparentes en acides gras volatils dans le milieu peuvent atteindre des valeurs très élevées [38]. Une forte alcalinité empêche alors le système de s'acidifier.

II.6.5 L'inoculation

L'inoculation d'un réacteur de méthanisation permet d'introduire l'ensemble des microorganismes responsables de la digestion anaérobie dans le substrat, et en particulier les microorganismes méthanogènes actifs. La présence de ces dernières permet d'éviter une inhibition due à une acidogenèse trop importante et une accumulation d'AGV. Elle se fait le plus souvent par l'ajout d'un digestat (liquide ou solide) au substrat brut à dégrader. L'efficacité de l'utilisation d'un inoculum liquide

par rapport à un inoculum solide n'a été que très rarement étudiée. Seules deux études ont été recensées avec des résultats différents selon le substrat valorisé. Dans une étude les chercheurs ont montré que dans le cas de paille de maïs, l'utilisation d'un inoculum liquide permettait d'augmenter de 26% le volume de méthane cumulé par rapport à un inoculum solide, pour des ratios équivalents en termes de matière volatile. Dans une autre étude les chercheurs ont montré que les réacteurs chargés avec des déchets verts présentent des performances équivalentes quel que soit le type d'inoculum employé [39].

Le rapport substrat/micro-organismes (S/X) agit principalement sur la phase de démarrage d'un digesteur, aussi appelée phase d'adaptation. Un ratio S/X élevé (peu d'inoculum), allonge la durée de la phase d'adaptation. Dans le cas de réacteurs « batch », le manque d'inoculum liquide induit une accumulation d'AGV et un faible rendement de méthane pour des substrats lignocellulosiques [40].

II.6.6 Transfert de matière

Au niveau industriel, les digesteurs par voie sèche sont souvent peu mélangés et/ou mélangés de manière intermittente. Ainsi, des problèmes de transfert de matière peuvent être présents dans ces digesteurs et limiter les performances de la digestion anaérobie par voie sèche. Le transfert de matière au sein des digesteurs est régi par deux mécanismes : la convection et le transport diffusif [14]. La connaissance des mécanismes principaux liés à ces mouvements de matière est essentielle pour la compréhension du comportement global de la matière dans les milieux de digestion [18].

II.6.7 La convection

Le terme convection désigne un mode de transport de matière impliquant un déplacement de la matière dans un milieu donné. C'est donc un mode de transport lié à un mouvement d'ensemble de la matière. Il existe différents modes de convection : la (convection naturelle) dans laquelle le mouvement de la matière est assuré grâce à des différences de températures (qui induisent des variations de la densité de la matière) dans le milieu concerné et la (convection forcée) pour laquelle le mouvement est créé de façon artificielle, grâce à des organes d'agitation par exemple (pompe, agitateur, circulation de fluide).

Le mélange des milieux de digestion, directement lié au mode d'agitation des digesteurs anaérobies qui est un paramètre important de conduite des digesteurs [3].

Dans les réacteurs industriels, l'agitation mécanique ou par recirculation du biogaz est utilisée pour faciliter la convection. Cependant, deux hypothèses s'opposent à propos de l'effet de l'agitation sur la digestion anaérobie par voie sèche [14].

La première hypothèse considère que l'agitation a un effet positif sur la digestion anaérobie par voie sèche et qu'elle libère les gaz dissous dans le digestat, améliore la mise en contact de la biomasse active et des matières organiques et empêche la sédimentation [29]. L'agitation permet aussi d'augmenter le transfert de chaleur au sein du digesteur et de diminuer la taille des particules au fur et à mesure de la digestion.

L'autre hypothèse conclut à un effet négatif de l'agitation sur la digestion anaérobie par voie sèche. Des travaux ont reporté un effet défavorable d'une agitation continue pour des digesteurs contenant des déchets ménagers, avec une accumulation de propionate et une diminution des archées méthanogènes. L'agitation faciliterait donc l'hydrolyse, l'acidogénèse et l'acétogénèse mais pas la méthanogénèse et augmenterait donc la concentration en acétate dans le milieu. Pour une quantité de substrat importante, une agitation rapide est ainsi responsable de l'acidification tandis qu'une faible agitation aboutit à une digestion anaérobie plus efficace. De plus, le démarrage des réacteurs en digestion anaérobie par voie sèche est favorisé par une absence d'agitation. Selon cette théorie, l'agitation excessive pourrait également détruire l'organisation dimensionnelle de la structure des communautés microbiennes et réduire la vitesse d'oxydation des acides gras volatils, ce qui peut amener à l'instabilité du réacteur [14].

La mise en place d'une agitation efficace est aussi problématique pour la digestion anaérobie par voie sèche car la rhéologie du milieu est complexe. Ces milieux réactionnels sont caractérisés par des seuils de contraintes très élevés qui augmente, de manière exponentielle, avec la teneur en MS. Dans le cas de la digestion anaérobie par voie sèche, le transport convectif n'est pas le transfert de matière le plus important, en particulier lors d'agitation intermittente des digesteurs. Le transport diffusif peut ainsi devenir le mécanisme prépondérant [14].

Il est généralement reconnu qu'une bonne agitation permet de favoriser le déroulement d'une réaction chimique ou biologique. Ce brassage adéquat permet en outre une meilleure conversion des substrats grâce à leur distribution homogène, ce qui permet la formation de nouveaux centres d'initiation. Ce brassage ne doit pas être trop important car ceci peut dissiper les populations méthanogènes dans les réacteurs et perturber la

structure des floccs microbiens, ce qui influe sur les relations entre les organismes et amoindrit les performances globales des digesteurs.

Ainsi, bien que ce phénomène paraisse important dans la conduite des réacteurs, son étude n'a pas été approfondie pour la digestion sèche. Le comportement de la matière dans les milieux de digestion secs (temps de séjour, distribution) ainsi que l'influence du brassage, aussi bien sur la biochimie du milieu (cinétiques de dégradation) que sur les équilibres restent des phénomènes mal connus, qui mériteraient des études plus poussées pour adapter les conditions d'agitation aux procédés secs [3].

II.6.8 Transport diffusif

Le transport diffusif correspond à un mécanisme de transport de la matière au niveau microscopique sous l'effet d'un gradient de concentration, depuis des zones concentrées vers des zones moins concentrées [14], C'est donc un mode de transport en l'absence de mouvement d'ensemble, dû à l'inhomogénéité dans le milieu. Ce phénomène peut être décrit par la première loi de Fick.

Soient un milieu B dans lequel se trouve une espèce chimique A, C_A la concentration de A en un point donné à un temps donné ($C_A(w,y,z,t)$) et J_A le vecteur densité de courant de particules A [n].[L]⁻².[T]⁻¹. La première loi de Fick s'écrit :

$$\vec{J}_A = - D_{AB} \cdot \overrightarrow{\text{grad.}} C_A$$

Le coefficient D_{AB} [L]².[T]⁻¹, strictement positif, est appelé coefficient de diffusion de A dans B. Ce coefficient dépend de la température, de A et du milieu B. Le signe négatif de cette expression signifie que le courant diffusif s'établit des régions de fortes concentrations vers les régions de faibles concentrations. La loi de Fick indique que le flux de matière diffusant est proportionnel au gradient de concentration.

Dans les procédés de digestion anaérobie, le principal vecteur de la matière est l'eau. En effet, l'eau est essentielle dans le procédé de digestion anaérobie car elle permet l'hydrolyse des substrats et leur transport jusqu'aux sites bactériens. Certains auteurs ayant travaillé sur l'influence de la teneur en eau dans les milieux de digestion ont conclu que la diminution des taux d'humidité dans les digesteurs pourrait induire une limitation de la diffusion de matière, La faible teneur en eau libre dans les milieux de digestion par voie sèche pose donc des questions liées aux phénomènes de transport diffusif de la matière dissoute en l'absence de transport convectif. En effet, certains procédés industriels ne sont pas ou peu mélangés. Le procédé DRANCO par exemple n'utilise pas de système d'agitation dédié. Le seul mouvement de la matière est réalisé

par recyclage du milieu sortant avec le déchet entrant. Dans le procédé VALORGA, la matière n'est brassée que par intermittence par injection de biogaz, en plus de la recirculation de digestat avec le déchet entrant. Entre les cycles d'injection, ce sont donc les phénomènes diffusifs qui sont prédominants et qui contrôlent le transport de la matière dans le milieu.

Le comportement diffusif de la matière dans les milieux de digestion par voie sèche est donc un phénomène primordial dans le fonctionnement bio-physico-chimique du processus global de dégradation mais qui reste à ce jour totalement inconnu [3].

II.7 équilibre liquide-gaz

Dans tous les procédés mettant en contact une phase liquide avec une phase gazeuse, des phénomènes de transfert de matière entre ces deux phases existent. Ces phénomènes sont décrits par la loi de Henry selon laquelle la concentration d'un composé i en phase liquide ($S_{liq,i,ss}$) est, à l'état stationnaire, en équilibre avec sa concentration en phase gazeuse par le biais de sa pression partielle $P_{gaz,i}$ [3].

$$KH.P_{gaz,i} = S_{liq,i,ss}$$

Où KH est la constante de Henry (en $\text{mol.L}^{-1}.\text{bar}^{-1}$)

En digestion anaérobie, les composés sont d'abord formés dans la phase liquide avant d'être transférés dans la phase gazeuse. Or, ce transfert de matière est très souvent un phénomène limitant influençant les performances globales des réacteurs agités. Les composés tels que le méthane ou l'hydrogène, relativement peu solubles, peuvent alors se retrouver en sursaturation, jusqu'à 80 fois la valeur de l'équilibre thermodynamique. La manière la plus commune de définir les transferts liquide-gaz est celle de la théorie du double film de Whitman (1923). Dans ce modèle, il est considéré que les équilibres liquide-gaz s'établissent par le biais de ce double film uniquement par diffusion moléculaire. Ce modèle est applicable uniquement en régime stationnaire ou lorsque le temps de contact entre le gaz et le liquide est supérieur au temps de pénétration (le temps nécessaire à l'établissement du profil stationnaire de concentrations dans le film). Dans ce cas, la vitesse de transfert entre la phase liquide et la phase gaz s'écrit :

$$\rho_{T,i} = kLa (S_{liq,i} - KH P_{gas,i})$$

Où, S_{liq} la concentration du composé i en phase liquide, kLa le coefficient de transfert global $[T]^{-1}$

Des études récentes ont été menées afin de mieux appréhender le rôle du transfert interfacial gaz-liquide dans les procédés de DA sèche mélangés par intermittence. Des chercheurs ont calé des expériences menées sur un réacteur continu de laboratoire en utilisant un modèle ADM1 modifié. Le coefficient de transfert kLa possède un rôle clef lorsque la teneur en MS augmente. Ainsi, le kLa va diminuer de 1,05 à 0,15 j^{-1} lorsque la teneur en MS passe de 18 à 35% pour une digestion anaérobique de déchets ménagers [14]. Une approche couplant des observations expérimentales et des travaux de simulation de type ADM1 a également été entreprise afin d'évaluer l'impact de transfert interfacial gaz-liquide sur des réacteurs batch non-mélangés [29]. Dans ces conditions opératoires, il a été observé une teneur en MS limite, de l'ordre de 28-30% MS à partir de laquelle la production de CH_4 et d' H_2 diminue et la production d'AGVs augmente [29]. Il a été possible de proposer une explication à l'inhibition de la production de CH_4 à partir de 30% de MS en utilisant la modélisation. En effet, en faisant varier le kLa , il a été démontré que l'inhibition de la production de CH_4 pouvait être simulée [41]. Ainsi, l'inhibition de la production de CH_4 serait reliée à l'existence d'un kLa critique ($\leq 0.15 j^{-1}$), c'est-à-dire d'un transfert interfacial gaz-liquide des gaz dissous qui provoquerait une accumulation de ces gaz dissous en certains endroits du milieu. L'inhibition de la production de CH_4 pour une teneur en MS élevée serait donc due à un faible transfert interfacial gaz-liquide générant l'accumulation de gaz dissous inhibiteurs.

II.8 Travaux réalisés sur la méthanisation par voie sèche

Plusieurs travaux dans le domaine de la digestion par voie sèche ont été présentés par plusieurs chercheurs :

Des chercheurs ont étudié et évalué l'influence de la concentration du substrat et la teneur en humidité sur l'activité méthanogène spécifique (AMS) d'un digeste mésophile frais et sec à partir de déchets solide d'usine de digesteur municipal d'un solide usine de déchets de digesteur municipal. Les résultats expérimentaux ont montré que la concentration de propionate et la teneur en humidité ont fortement influencé le SMA. L'ASM la plus élevée a été observée dont la concentration du substrat de 10 g DCO / kg et à une teneur en humidité de 82%, ils ont pu constater que l'AMS est diminuée de façon linéaire avec la diminution de la teneur en humidité [RONAN Le HYARIC et al (42)]

Aussi d'autres chercheurs ont étudié l'influence des paramètres opératoires spécifiques de la digestion anaérobique sèche sur les performances et le comportement des

communautés microbiennes [Amel ABBASSI –GUENDOZ (41)]. Les résultats montrent que l'augmentation de la teneur en solides supérieure à 30% et la diminution de la surface spécifique du changement ont un effet négatif sur le processus de digestion anaérobie. En effet, lorsque la teneur en solides dépasse 30%, le transfert de gaz dissous du mélange réactionnel vers l'espace libre peut limiter la digestion anaérobie. L'analyse des populations microbiennes démontre la présence de bioindicateurs bactériens liés à la digestion anaérobie non fonctionnelle. Ces bio-indicateurs correspondent au genre clostridium et sont présents quelle que soit la source d'inoculum.

Une Autre étude présentée par un autre chercheur ou il est procédé dans leur travail à deux axes de recherche : 1) la nature des équilibres chimiques (sorption, diffusion) intervenant dans les milieux de digestion, 2) la mise en place et l'application d'un modèle cinétique adapté à l'étude des milieux secs. Sur le premier volet, il a mis en évidence que le transfert diffusionnel est fortement réduit avec l'augmentation de la teneur en matière sèche des milieux en absence d'agitation. Une des conséquences est l'importance du transfert liquide-gaz pour la production de biogaz. Sur le deuxième volet, il a développé un modèle cinétique dédié qui il a permis, par comparaison avec l'expérience, de mieux cerner la variabilité de la cinétique en fonction de la teneur en matière sèche des milieux. Les répercussions de ce travail se situent aussi bien à l'échelle du laboratoire, en particulier pour l'exploitation des essais d'activité méthanogène, qu'à l'échelle industrielle, avec la nécessité de contrôler le taux de matière sèche des procédés pour une efficacité optimale, et d'adapter l'agitation à ce taux pour améliorer les rendements de dégradation. Le modèle développé pourra constituer une base pour le dimensionnement et la conduite des installations.

Une Autre étude menée par [A. Hajji (43)] qui ont étudié est évalué l'optimisation des conditions opératoires de processus, en particulier l'étude de l'influence de l'agitation sur son efficacité. Ils ont donc effectué une série d'expériences couvrant la variation du mode, de l'intensité et de la fréquence d'agitation. Quant au mode, ils choisissent trois types d'agitation (continue, intermittente et sans agitation), en termes d'intensité, ils ont pris des valeurs comprises entre 20, 40, 60, 100 et 160 rpm (tours par minute), et quant à la fréquence, ils ont opté pour une gamme de 2h, 4h, 8h et 12h. Pour toutes les expériences, la fermentation a été effectuée à une température de $40^{\circ}\text{C} \pm 0,6$, ce qui constitue un système mésophile, avec un temps de rétention fixé à 21 jours et une réduction de la taille des particules à 10 mm. Les résultats montrent une réduction

significative d'environ 62% de la production de biogaz pour la digestion sans agitation, par rapport aux deux autres systèmes avec agitation continue ou intermittente, qui est principalement due à la formation d'une croûte à la surface empêchant le dégazage approprié. D'autres expériences avec des intensités d'agitation différentes ont démontré qu'une agitation à faible vitesse de rotation, dans le mode intermittent, permet une meilleure production de biogaz. Quant aux fréquences d'agitation, elles ont été validées de manière à éviter la formation de croûtes dans le digesteur afin d'assurer une meilleure efficacité du procédé.

Une autre étude présente le rôle de la teneur totale en matière sèche (TS) sur la digestion anaérobie dans des réacteurs discontinus. Une gamme de (TS) varie entre 10% à 35% a été évaluée et quatre répétitions ont été effectuées. Les essais ont montré que : avec une augmentation de (TS) passant de 10% à 25% il y'a une légère diminution de la production totale de méthane. A TS= 30% deux comportements ont été observés: deux répétitions avaient des performances similaires à celle de TS =25% et pour les deux autres répliques la production de méthane a été inhibée comme observé à TS =35%. Cette différence suggère que la teneur TS = 30% correspond à un seuil de la teneur en matières solides, au-dessus duquel la méthanogènes est fortement inhibée.

Dans le même contexte une autre étude présente l'étude du rôle des gaz dissous dans la digestion anaérobie par voie sèche à l'échelle microscopique et mésoscopique. Les essais qui ont été effectués sur cette méthode ont montré que l'hydrogène inhibe spécifiquement l'hydrolyse de la matière ligno-cellulosique à l'échelle microscopique. Cette inhibition est réversible en ajoutant du dioxyde de carbone, par consommation de l'hydrogène, avec cependant des effets rémanents inhibiteurs visibles sur la méthanogénèse et la dégradation de l'acétate.

A l'échelle mésoscopique, ils ont constaté que la diminution du transfert de matière inhiberait l'hydrolyse, par l'accumulation locale d'hydrogène. De plus, un gradient de concentration d'hydrogène se met en place et serait responsable du gradient de concentration des acides gras volatils au sein du milieu. De plus, l'ajout de dioxyde de carbone à l'échelle mésoscopique avec un transfert inter-facial gaz-liquide limitant, augmente la concentration en acides gras volatils et baisse le pH du milieu, ce qui indique le rôle important du dioxyde de carbone dans la diminution des performances de la digestion anaérobie pour de fortes teneurs en matières sèches.

Une autre étude présente une méthodologie pour estimer la désintégration et l'hydrolyse des paramètres cinétiques de déchets solides et de valider un modèle de co-digestion anaérobie ADM1 [**Santiago García-Gen et al (44)**]. Les paramètres cinétiques du modèle ont été calibrés à partir d'expériences dans un réacteur batch (traitement individuel des déchets de fruits et légumes). Le modèle (construit en Matlab / Simulink) a mis dans une large mesure et les résultats expérimentaux dans les deux modes (batch et semi-continu) ont servi comme un outil puissant pour simuler la digestion ou la co-digestion des déchets solides.

CHAPITRE III

MODELISATION DES PROCEDES DE DIGESTION NAEROBIE PAR VOIE SECHE

CHAPITRE III

MODELISATION DES PROCEDES DE DIGESTION ANAEROBIE

III.1 Introduction

Depuis 20 ans les biologistes, les chimistes et aussi les mathématiciens cherchent à comprendre la digestion anaérobie et à maîtriser son procédé pour pouvoir l'implémenter à l'échelle industrielle. Mais la digestion anaérobie est un processus extrêmement complexe, sensible aux facteurs environnementaux et contient des populations diverses. Il est donc très important de le décrire par des modèles mathématiques plus ou moins complexes selon l'objectif de la modélisation [45].

Les fondements de la cinétique microbienne dérivent de la cinétique enzymatique en chimie, science qui émergea au début de 20^e siècle.

Malgré des conditions expérimentales non-idéales (milieu non tamponné, utilisation d'enzymes non purifiées) les premières recherches dans ce domaine mirent en évidence le rôle de catalyseur des enzymes au travers de complexes Enzyme-Substrat. Une première étape essentielle fut franchie lorsqu'un modèle mathématique fut proposé pour décrire la vitesse d'une réaction enzymatique v comme une fonction du substrat s :

$$v = V_m \frac{s}{K_s + s} \quad (\text{III.1})$$

Où V_m est la vitesse maximale de réaction et K_s la concentration pour laquelle la vitesse est la moitié du maximum. Cette relation proposée initialement par Victor Henri en 1902, connue comme la relation de Michaelis-Menten, a été confirmée à de nombreuses reprises depuis son introduction.

Peu d'années après, vers 1925, John B. S. Haldane et George Edward Briggs, proposèrent une interprétation différente des travaux de Henri et introduisirent une équation représentant l'inhibition d'une réaction enzymatique par un excès de substrat :

$$v = V_m \frac{s}{K_s + s + \frac{s^2}{K_i}} \quad (\text{III.2})$$

Où K_i est la constante d'inhibition.

Ces deux équations seront utilisées par la suite comme base pour construire des modèles de croissance bactérienne [46].

Le premier modèle convaincant reliant le taux de croissance bactérienne μ à un substrat limitant s fut introduit par Monod (1942) qui prouva que le ralentissement et l'arrêt de la croissance des bactéries est lié à l'appauvrissement en substrat du milieu de culture. A partir de bilans de masse qu'il avait obtenus, il suggéra que la croissance bactérienne soit représentée par une fonction à deux paramètres μ_m et K_S selon l'équation :

$$\mu(s) = \mu_m \frac{S}{K_S + S} \quad (\text{III.3})$$

Où le paramètre K_S représente l'affinité des microorganismes pour le substrat, et μ_m la vitesse maximale de croissance. Bien que ce modèle soit proche de l'équation de Michaelis-Menten pour la cinétique enzymatique, Monod ne fit le rapprochement que plus tard, vers 1950, en évoquant le rôle que jouent les enzymes dans la dégradation du substrat. Monod formula également le principe selon lequel la vitesse croissance d'une population bactérienne pourrait toujours être représentée comme le produit de la biomasse vivante x , et d'un autre facteur μ qui serait le taux de croissance (Monod, 1942) :

$$\frac{dx}{dt} = \mu x \quad (\text{III.4})$$

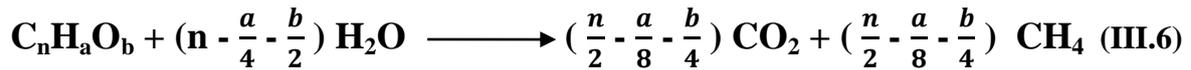
Par la suite il développa le premier modèle de chémostat. Il présenta les équations de conservation de deux variables, la concentration (densité) de biomasse x et le substrat limitant s , dans un bioréacteur continu en considérant les "sources" et "puits" pour ces grandeurs, et il proposa le système II.5 pour décrire leur évolution :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dx}{dt} = -Dx + \mu(s)x \\ \frac{ds}{dt} = (s_{in} - s) + \frac{\mu(s)}{Y} x \\ \mu(s) = \frac{S}{K_S + S} \end{array} \right. \quad (\text{III.5})$$

Où Y désigne le rendement de la conversion du substrat en biomasse, et S_{in} est la concentration du substrat organique dans l'alimentation du chémostat. Le taux de dilution D est défini comme le rapport du débit d'alimentation Q_{in} , au volume V du réacteur :

$$D = \frac{Q_{in}}{V}$$

Concernant la modélisation des processus de fermentation, il faut remonter au début du 20^e siècle pour trouver les premières descriptions macroscopiques du phénomène. L'équation générale (III.6) de la dégradation de matière organique par fermentation constitue en quelque sorte un premier modèle qui permet, connaissant les caractéristiques de l'alimentation, de prédire les produits formés.



La fermentation étant un processus complexe, le choix des réactions à représenter constitue la première étape de la construction du modèle mathématique, et il faut ensuite obtenir les équations d'évolution des différentes variables. Malgré l'absence de lois universelles pour les cinétiques bactériennes, des principes comme la conservation de la matière, ou l'électroneutralité s'appliquent aux bioprocédés. L'utilisation de bilans de matière constitue un outil puissant pour déduire les équations du modèle. L'évolution de la masse M d'un constituant est définie par l'équation suivante :

$$\frac{dM}{dt} = M_{Entrées} - M_{Sorties} + M_{Gaz\ Liquide} - M_{Liquide\ Gaz} + M_{Produite} - M_{consommée}$$

Un grand nombre de modèles reposent sur cette méthode, et les différences se situent principalement au niveau des choix de représentation des cinétiques bactériennes.

Les premiers modèles se sont surtout focalisés sur la méthanogénèse sous l'hypothèse qu'elle serait l'étape limitante dans le procédé global de digestion anaérobie, voir système ci-dessous.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dx}{dt} = -Dx + \mu(s)x \\ \frac{ds}{dt} = D(s_0 - s) + \frac{\mu(s)}{y} x \\ \mu(s) = \frac{s}{K_s + s + \frac{s^2}{K_i}} \end{array} \right. \quad (III.7)$$

Un autre modèle qui considère qu'une seule espèce bactérienne, ou la biomasse bactérienne est représentée par une formule moléculaire empirique suivante : $(C_5H_7NO_2)$, donc l'équation stoechiométrique globale représentant la conversion de l'acétate en biogaz et biomasse est la suivante :



D'autres chercheurs ont présenté des études concernant l'inhibition non-compétitive de la croissance sur un substrat simple. Cette inhibition est représentée par l'équation (III.9) où I est la concentration de l'inhibiteur et K_i la constante d'inhibition :

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \frac{K_i}{K_i + I} \quad (\text{III.9})$$

Par la suite la représentation du procédé a été améliorée en considérant des étapes supplémentaires, comme l'étape de la solubilisation des composés organiques. D'autres auteurs se sont intéressés à l'inhibition par des substrats différents des AGV, comme l'azote, l'hydrogène.

Par la suite des modèles plus complexes ont été développés. Ou il ont introduit une représentation détaillée des populations bactérienne : (4 populations bactériennes et 7 réactions). les quatre étapes impliquées dans le modèle sont:

- une population acidogène,
- une population acétogène,
- une population méthanogène acétotrophe,
- une population méthanogène hydrogénotrophe

Ce modèle est construit autour des voies métaboliques de l'acidogénèse et de l'acétogénèse pour rendre compte de l'inhibition de certaines populations bactériennes par l'hydrogène. De nombreux auteurs ont complété ce modèle, en introduisant de nouveaux substrats comme le lactate, en prenant en compte la compétition entre espèces bactériennes, ou encore en considérant les régimes de fonctionnement, psychro-, méso- ou thermophile.

Finalement un modèle générique, qui est le 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 [5]

III.2 Développement d'un modèle de digestion anaérobie par voie sèche :

Il existe plusieurs modèles décrivant les procédés de digestion anaérobie (<METHANE>, AM2, ADM1...etc.). Depuis sa mise en place en 2002, le modèle ADM1 est le modèle le plus largement utilisé dans le domaine de la digestion anaérobie car il

constitue un modèle cinétique complet, intégrant les phénomènes principaux entrant en jeu dans les milieux de digestion. Aussi, de nombreuses modifications ont été apportées au modèle de base afin d'affiner la modélisation de certains phénomènes (inhibitions, désintégration/hydrolyse, croissance bactérienne...). Cependant, ce modèle a été mis en place pour la modélisation des processus biochimiques de dégradation en voie humide. Les paramètres physiques, biologiques et cinétiques utilisés sont donc relatifs aux procédés de digestion humide et sont mal adaptés aux procédés fonctionnant par voie sèche. Il est donc nécessaire d'adapter ce modèle global à la digestion par voie sèche, cette technologie étant de plus en plus utilisée en milieu industriel. Le travail de modélisation des procédés de digestion anaérobie par voie sèche est actuellement en cours de développement. Le modèle utilisé dans ce travail de modélisation est celui développé par des chercheurs de l'INSA de Lyon (France). Ce modèle est inspiré est basé totalement sur le modèle ADM1. Les modifications apportées à ce modèle ainsi que les méthodes d'implémentation seront détaillées plus loin dans le manuscrit.

III.2.1 Description du modèle proposé [3]

Le modèle utilisé est basé sur le modèle ADM1. Le modèle ADM1 est un modèle biologique structuré qui décrit les mécanismes majeurs de conversion d'un substrat organique complexe en biogaz et sous-produits de dégradation (**Batstone, et al., 2002, Parker, 2005, Yasui, et al., 2008**).

Dans le modèle ADM1, la conversion de la matière organique complexe s'effectue par des matériaux composites (substrats complexes) qui sont tout d'abord convertis en hydrates de carbone, protéines et lipides durant la phase de **désintégration**. Ces composés sont ensuite **hydrolysés** en sucres simples (MS), acides aminés (AA) et acides gras à longue chaîne (LCFA). La phase suivante **d'acidogenèse** convertit ces produits issus de l'hydrolyse en acides gras, acide acétique, hydrogène et dioxyde de carbone par l'action de microorganismes fermentatifs. Les acides gras formés sont ensuite transformés en acétate durant la phase d'acétogenèse. Enfin, la phase de méthanogenèse transforme l'acétate (méthanogenèse acétoclastique) ainsi que l'hydrogène et le dioxyde de carbone (méthanogenèse hydrogénotrophe) en méthane et dioxyde de carbone. Le schéma des flux métaboliques utilisés dans l'ADM1 est synthétisé sur la **Figure III.1**

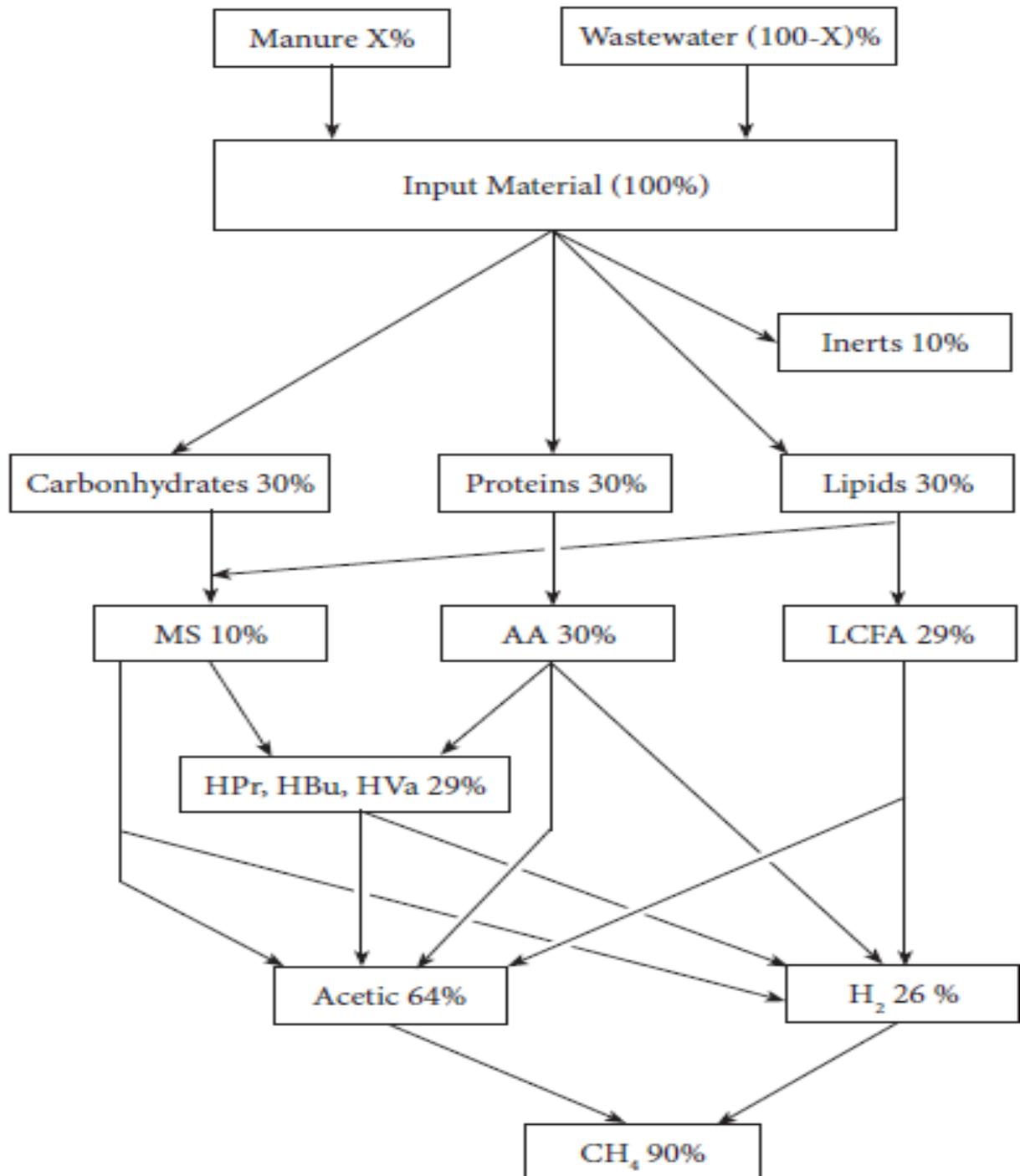


Figure III.1 Processus Biochimique dans le modèle ADM1 [47]

Ce modèle repose sur un bilan entrée/sortie de DCO. Il considère cinq étapes pour la digestion anaérobie impliquant 7 espèces bactériennes :

- deux étapes extracellulaires :
 - 1) la solubilisation de la matière particulaire,
 - 2) l'hydrolyse enzymatique extra cellulaire des matières solubles.
- et trois étapes intracellulaires :

- 3) l'acidogénèse,
- 4) l'acétogénèse,
- 5) la méthanogénèse.

A ces processus biochimiques s'ajoutent les échanges physico-chimiques ;

- Les équilibres acide/base,
- Les transferts entre les phases liquide et gazeuse.

III.2.2 Les modifications apportées au modèle ADM1

Dans le nouveau modèle adapté à la digestion anaérobie par voie sèche, Trois principales modifications ont été apportées au modèle ADM1 pour répondre au mieux aux spécificités de la digestion anaérobie par voie sèche :

1) Regroupement des étapes de désintégration, hydrolyse et acidogénèse en une seule étape nommée DHA, Dans le modèle utilisé dans cette étude, ils ont proposé [] de regrouper les phases de désintégration, hydrolyse et acidogénèse en une seule étape de production d'acides organiques, hydrogène et dioxyde de carbone à partir de la matière organique complexe. Cette étape, appelée DHA. De plus cette étape sera modélisée par une cinétique du premier ordre et caractérisée par un seul paramètre cinétique apparenté à une constante d'hydrolyse. Ce regroupement est motivé par le fait que les ordures ménagères résiduelles et les biodéchets sont majoritairement composés de cellulose pour laquelle l'étape limitante de dégradation est l'hydrolyse. Les autres composés sont plus facilement hydrolysés en matière organique soluble. De plus, la phase d'acidogénèse est souvent considérée comme une étape cinétiquement si rapide que les composés issus de l'étape d'hydrolyse ne s'accumulent pas dans le système. L'hydrolyse est donc l'étape limitante de la biodégradation des composés particuliers.

La modélisation de l'étape d'hydrolyse peut être réalisée à l'aide de plusieurs modèles : premier ordre, premier ordre avec prise en compte de la biodégradabilité du substrat, second ordre. Généralement, la cinétique de premier ordre est la plus utilisée, même si elle est imprécise pour la modélisation de certains substrats. En effet, elle implique la connaissance d'un seul paramètre (à déterminer expérimentalement pour un substrat donné) alors que les autres modèles obligent la connaissance de plusieurs paramètres qui doivent être déterminés séparément pour chaque substrat. Les modèles plus complexes sont cependant plus aptes à décrire les données expérimentales, surtout dans le cas de charges organiques élevées ou fluctuantes. Néanmoins, le modèle d'ordre 1 reste satisfaisant pour la modélisation de la phase d'hydrolyse en digestion anaérobie.

2) population microbienne considérée constante et décrite par le paramètre « km_{Xi} », donc la population microbienne est considérée comme constante à l'intérieur des milieux de digestion. Ce choix est motivé par le fait que dans la digestion anaérobie il y a moins de 10 % du substrat qui est transformé en biomasse. De plus, dans les réacteurs industriels, une partie de la biomasse présente dans le digestat sortant est recyclée en tête de réacteur avec le déchet entrant. En fonctionnement continu, la quantité moyenne de biomasse présente dans le réacteur est donc sensiblement constante. Cette hypothèse est surtout utile pour la raison suivante :

Elle réduit la quantité de variables d'état et de paramètres cinétiques à introduire dans le modèle. En effet, il est très difficile, voire impossible, d'avoir accès à des densités de populations précises des différents groupes trophiques dans les milieux de digestion. En conséquence, pour chaque substrat « i » utilisé, le taux maximal de croissance « K_m » et la concentration en biomasse (X_i) ont été fusionnés en un unique paramètre « km_{Xi} ». Ce paramètre, appelé « vitesse maximale de consommation en substrat », représente l'activité des microorganismes dégradant le substrat « i ».

3) Diminution du nombre de substrats et produits, passant de 14 à 6, Une dernière modification majeure apportée au modèle concerne les substrats qui entrent en compte dans le modèle. Comme nous le constatons sur la Figure 31, le modèle ADM1 prend en compte 14 substrats et produits : matière particulaire, hydrates de carbone, protéines, lipides, acides aminés, monosaccharides, acides gras à longues chaînes (AGLC), acétate, propionate, butyrate, valérate, hydrogène, méthane et dioxyde de carbone (plus la matière inerte et la matière soluble inerte qui ne sont cependant pas des variables d'état). Donc, le nouveau modèle intègre alors les composés suivants : matière particulaire dégradable, acétate, propionate, hydrogène, méthane et dioxyde de carbone, soit 6 substrats et produits de dégradation. Cette réduction des substrats a été possible notamment grâce au regroupement des étapes de désintégration, hydrolyse et acidogénèse qui permet de s'affranchir des hydrates de carbone, protéines, lipides, acides aminés, monosaccharides et AGLC (ces composés seront pris en compte indirectement dans la stoechiométrie de dégradation). De plus, l'étape d'acidogénèse forme théoriquement des acides gras volatils variés : acétate, propionate mais aussi valérate et butyrate. Dans notre modèle, butyrate et valérate n'ont pas été inclus car plus de 90 % des AGV totaux sont constitués d'acétate et propionate en condition mésophile et le butyrate est souvent non détecté ou à des niveaux

très faibles. Les flux métaboliques pris en compte dans ce modèle sont détaillés sur la Figure III.2.

III.2.3 Unités du modèle

Comme pour l'ADM1, l'unité utilisée dans ce modèle pour le bilan de matière est la DCO (Demande Chimique en Oxygène), unité bien adaptée à l'étude des processus anaérobies. La molarité est utilisée pour les composés qui ne possèdent pas de DCO comme le CO_2 dissous ou le bicarbonate HCO_3^- . Cependant, contrairement à l'ADM1 qui utilise une unité volumique (m^3), bien adaptée à l'étude en voie humide, nous n'utilisons pas cette unité mais une unité massique (kg) qui paraît plus adéquat pour l'étude des procédés dont la teneur en matériaux solides est élevée. Nous avons ainsi choisi d'exprimer les concentrations en fonction de la masse humide du milieu de digestion : $\text{mg}_{\text{DCO}}.\text{kg}^{-1}$ ou $\text{mmol}.\text{kg}^{-1}$ pour le carbone inorganique.

Les unités des paramètres utilisés dans le modèle sont synthétisées dans le Tableau III.1

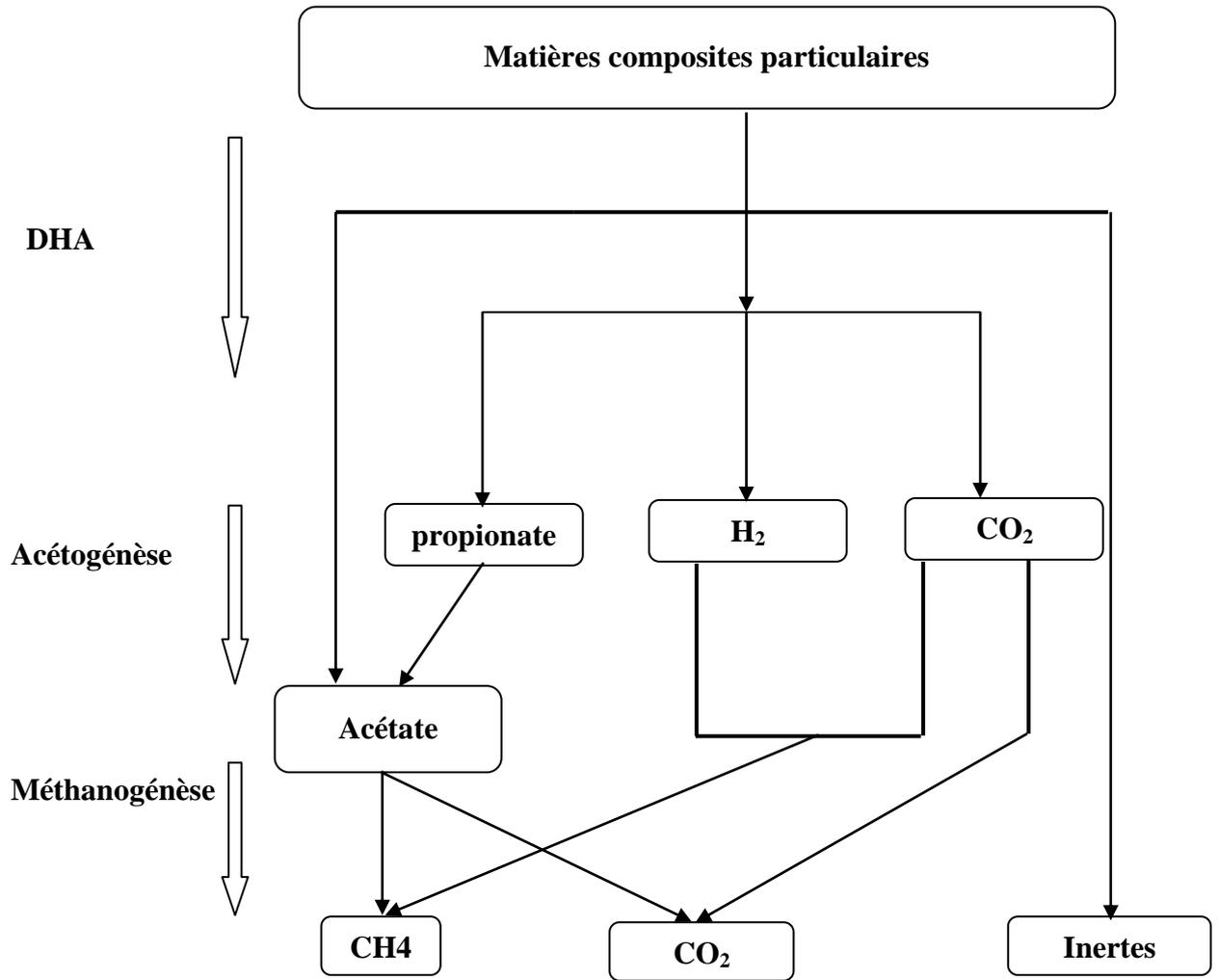


Figure III.2: les étapes utilisées dans notre modèle

III.2.4 Constantes et paramètres principaux du modèle :

Stœchiométrie		Paramètres cinétiques et vitesses	
$\eta_{d,i}$	Coefficient stœchiométrique de formation du composé i depuis le matériau composite	k_{DHA}	Constante cinétique du premier ordre pour l'étape de DHA (j^{-1})
$\eta_{pro,i}$	Coefficient stœchiométrique de formation du composé i depuis le propionate	K_{S_i}	Constante de demi-saturation pour le composé i ($mg_{DCO}.kg^{-1}$)
Coefficients d'équilibres et constantes		ρ_j	Vitesse du processus j ($mg_{DCO}.kg^{-1}.j^{-1}$)
$K_{a,i}$	Constantes de dissociation acido-basique ($mmol.l^{-1}$)	$k_{L,a}$	Constante de transfert liquide-gaz (j^{-1})
$K_{H,i}$	Constante de Henry pour le composé i i ($mmol.l^{-1}.bar^{-1}$)	$k_m \cdot X_i$	Vitesse maximale de consommation du substrat i ($mg_{DCO}.kg^{-1}.j^{-1}$)
MS	Taux de matière sèche ($kg_{sec}.kg^{-1}_{total}$)	Variables algébriques et dynamiques	
ε_g	Facteur de rétention gazeuse (V_{gas} / V_{total})	$P_{gaz,i}$	Pression partielle du composé gazeux i (bar)
R	Constante des gaz parfaits ($8.314 \cdot 10^{-5} bar.L.mmol^{-1}.K^{-1}$)	pH	$-\log_{10}[H^+]$
P_{atm}	Pression atmosphérique (1 bar)	X_i	Composé particulaire i ($mg_{DCO}.kg^{-1}$)
T	Température (K)	S_i	Composé soluble i ($mg_{DCO}.kg^{-1}$)
d	Densité	G_i	Composé gazeux i ($mg_{DCO}.L^{-1}_{gaz}$ ou $mmol.L^{-1}_{gaz}$ pour IC)
TH	Taux d'humidité (%)	G_i'	Composé gazeux i ($mmol.L^{-1}_{gaz}$)

Tableau III.1: Constantes et paramètres principaux du modèle

III.2.5 Variables d'états dynamiques

9 variables d'état sont incluses dans notre modèle. Ce nombre est fortement réduit par rapport à l'ADM1 (24 variables d'état) à cause des simplifications faites sur les expressions microbiennes (pas de croissance microbienne) et des modifications apportées sur les voies métaboliques de dégradation (voir Figure III.2). Les variables d'état utilisées sont donc : la matière particulaire dégradable (X_d), le propionate total (S_{pro}), l'acétate total (S_{ac}), l'hydrogène soluble (SH_2), le méthane soluble (SCH_4) ainsi que le carbone inorganique soluble (SIC). Avec Les trois variables pour les les concentrations en phase gazeuse de ces trois derniers composés.

III.2.6 Cinétiques

Dans le modèle utilisé l'étape de DHA est caractérisée par une constante cinétique de premier ordre K_{DHA} . Les autres étapes de dégradation biochimiques de chaque composé « i » sont caractérisées par au moins deux paramètres $K_m X_i$ et K_{si} .

III.2.7 Modèle des termes d'inhibition

Un certain nombre de phénomènes inhibitifs pouvaient impacter le processus de digestion anaérobie. Les plus importants sont les inhibitions par le pH, l'ammoniaque et l'hydrogène. Les relations mathématiques utilisées pour simuler ces phénomènes ont été présentées dans la partie (I.6 Inhibiteurs et freineurs de la digestion anaérobie).

Nous avons décidé d'implémenter les deux types d'inhibitions (substrat et produit) et leur effet sur notre modèle.

III.2.7.a Inhibition par le substrat

Le type de formulation retenue pour simuler l'inhibition par le substrat consiste en une inhibition du second ordre par rapport au substrat. Avec ce type d'inhibition, la vitesse de dégradation du composé concerné est alors modifiée comme suit :

$$\rho_{\text{pro}} = \frac{K_m \cdot X_{\text{pro}} \cdot S_{\text{pro}}}{K_{s_{\text{pro}}} + S_{\text{pro}} + \frac{S_{\text{pro}}^2}{K_{I_{\text{pro}}}}} \quad (\text{III.10})$$

Avec $K_{I_{\text{pro}}}$ correspond à la constante d'inhibition du propionate (exprimée en mgDCO.kg-1) et la valeur de la constante d'inhibition $K_{I_{\text{pro}}}$ utilisée dans notre modèle :

$$K_{I_{\text{pro}}} = 2814 \text{ mgDCO.kg-1}$$

III.2.7.a Inhibition par le produit

La formulation utilisée pour l'inhibition par le produit est une forme d'inhibition non compétitive de forme :

$$I = \frac{1}{1 + S_I / K_I} \quad (\text{III.11})$$

Avec S_I la concentration en inhibiteur et K_I une constante d'inhibition. Par souci de clarté, la constante d'inhibition du propionate par l'acétate sera notée $K_{I_{\text{pro}_{\text{ac}}}}$. Cette constante d'inhibition est définie comme la concentration en inhibiteur (ici l'acétate) pour laquelle la vitesse de dégradation du composé concerné (ici le propionate) est égale à la moitié de la vitesse maximale.

Dans notre modèle la valeur utilisée est

$$K_{I_{\text{pro}_{\text{ac}}}} = 7120 \text{ mgDCO.kg-1}$$

III.2.8 Mise en équation du modèle

Notre étude portait sur un bioréacteur fermé parfaitement agité (batch) , ainsi le modèle utilisé est basé sur ce type de réacteur représenté par la figure (III.3).

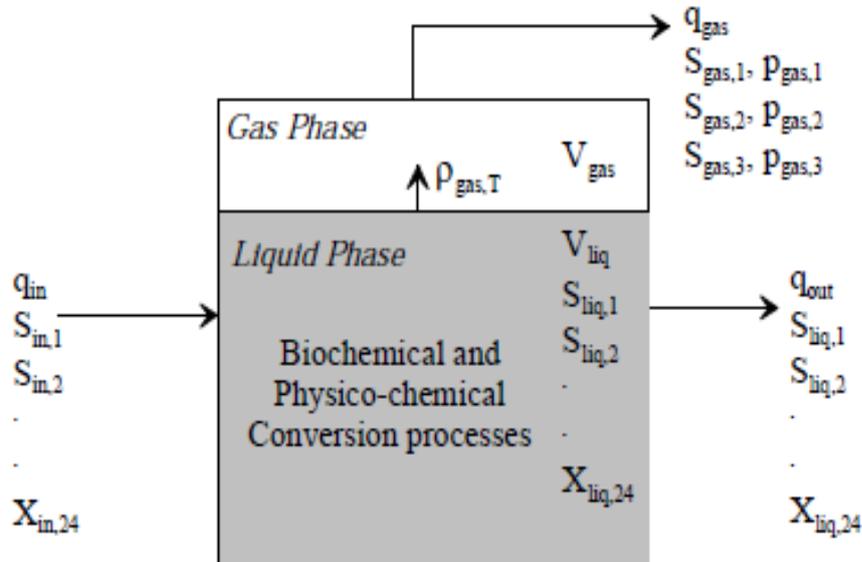


Figure III.3 Schéma typique d'un digesteur anaérobie du type batch.

III.2.8.1 Equations de la phase liquide

Selon l'équation du bilan de matière, l'état de chaque composant dans la phase liquide peut être exprimé par l'équation suivante :

$$\text{Entrée} + \text{apparition} = \text{sortie} + \text{disparition} + \text{accumulation}$$

On travaille dans un réacteur batch parfaitement agité donc :

$$\text{Entrée} = \text{sortie} = 0$$

$$\Rightarrow \text{Accumulation} = \text{apparition} - \text{disparition}$$

$$\text{Accumulation} = \sum_j \rho_j v_{i,j}$$

Avec : ρ_j : taux de réaction du processus

$v_{i,j}$: coefficient stœchiométrique du composant i impliqué dans le processus j

$$\frac{dS_{liq,i}}{dt} = \sum_j \rho_j v_{i,j}$$

$$\frac{dX_{liq,i}}{dt} = \sum_j \rho_j v_{i,j}$$

Les équations de vitesse sont détaillées dans le Tableau suivant

Tableau III.1 : Matrice de Petersen pour les composés solubles (excepté le carbone inorganique).

Tableau 27 : Matrice de Petersen pour les composés solubles (excepté le carbone inorganique).

Composante →		i	1	2	3	4	5	Vitesses, ρ_j (mgDCCO.kg ⁻¹ .j ⁻¹)
j	Processus ↓	X_d	S_{pro}	S_{ac}	S_{H_2}	S_{CH_4}		
1	DHA des composites particulaires	-1	$\eta_{d,pro}$	$\eta_{d,ac}$	η_{d,H_2}			$K_{DHA} \cdot X_d$
2	Utilisation du propionate		-1	$\eta_{pro,ac}$	η_{pro,H_2}			$k_m X_{pro} \frac{S_{pro}}{K_{spro} + S_{pro}}$
3	Utilisation de l'acétate				-1		1	$k_m X_{ac} \frac{S_{ac}}{K_{sac} + S_{ac}}$
4	Utilisation de l'hydrogène					-1	1	$k_m X_{H_2} \frac{S_{H_2}}{K_{sH_2} + S_{H_2}}$
		Composite particulaire (mgDCCO.kg ⁻¹)	Propionate total (mgDCCO.kg ⁻¹)	Acétate total (mgDCCO.kg ⁻¹)	Hydrogène total (mgDCCO.kg ⁻¹)	Méthane total (mgDCCO.kg ⁻¹)		

En considérant les modifications et les simplifications apportées, le modèle se présente sous la forme suivante : Pour les composés solides (X_i) et solubles (S_i)

a) Bilan massique par rapport à la matière particulaire :

$$\frac{dX_d}{dt} = -K_{DHA} \cdot X_d \tag{III.12}$$

b) Bilan massique par rapport au propionate :

$$\frac{dS_{pro}}{dt} = \eta_{d,pro} \cdot K_{DHA} \cdot X_d - K_m \cdot X_{pro} \frac{S_{pro}}{K_{spro} + S_{pro}} \tag{III.13}$$

c) Bilan massique par rapport a l'acétate :

$$\frac{dS_{ac}}{dt} = \eta_{d,ac} \cdot K_{DHA} \cdot X_d + \eta_{pro,ac} K_m \cdot X_{pro} \frac{S_{pro}}{K_{spro} + S_{pro}} - K_m \cdot X_{ac} \frac{S_{ac}}{K_{sac} + S_{ac}} \quad (III.14)$$

d) Bilan massique par rapport a l'hydrogène soluble :

$$\frac{dS_{H_2}}{dt} = \eta_{d,H_2} K_{DHA} \cdot X_d + \eta_{pro,H_2} K_m \cdot X_{pro} \frac{S_{pro}}{K_{spro} + S_{pro}} - K_m \cdot X_{H_2} \frac{S_{H_2}}{K_{sH_2} + S_{H_2}} - \rho_{liq_gaz,H_2} \quad (III.15)$$

e) Bilan massique par rapport a méthane soluble :

$$\frac{dS_{CH_4}}{dt} = K_m \cdot X_{ac} \frac{S_{ac}}{K_{sac} + S_{ac}} + K_m \cdot X_{H_2} \frac{S_{H_2}}{K_{sH_2} + S_{H_2}} - \rho_{liq_gaz,CH_4} \quad (III.16)$$

f) Bilan massique par rapport au carbone inorganique soluble :

$$\frac{dS_{IC}}{dt} = \eta_{d,IC} K_{DHA} \cdot X_d + \eta_{pro,IC} K_m \cdot X_{pro} \frac{S_{pro}}{K_{spro} + S_{pro}} + \frac{1}{64} K_m \cdot X_{ac} \frac{S_{ac}}{K_{sac} + S_{ac}} - \frac{1}{64} K_m \cdot X_{H_2} \frac{S_{H_2}}{K_{sH_2} + S_{H_2}} - \rho_{liq_gaz,CO_2} \quad (III.17)$$

III.2.8.2 Equations de la phase gazeuse :

Les équations de la phase gazeuse sont très similaires à celles de la phase liquide

$$\text{Entrée} + \text{apparition} = \text{sortie} + \text{disparition} + \text{accumulation}$$

Nous considérons que la quantité de biogaz qui entre en phase gazeuse depuis la phase liquide correspond à la quantité de biogaz qui sort du système, les produits gazeux (CH₄, CO₂ et H₂) sont obtenus par transfert depuis la phase liquide jusqu'à la phase gazeuse, Les équations différentielles pour la phase gazeuse avec un volume de gaz constant sont les suivantes :

Accumulation = Entrée – sortie

$$\frac{dG_{gaz,i}}{dt} = \rho_{liq-gaz,i} \frac{m_d}{V_{gaz}} - G_i \frac{q_G}{V_{gaz}} \quad (III.18)$$

Où

q_G est le débit gazeux total sortant du système (Lgaz.j-1),

$\rho_{liq-gaz,i}$ est la vitesse spécifique de transfert (mgDCO. kg-1.j-1 ou mmol.kg-1.j-1 pour le IC)

G_i est la concentration en phase gazeuse du composé i exprimée en $mg_{DCO} \cdot L_{gaz}^{-1}$
 m_d la masse de digestat dans le milieu (kg)
 en utilisant la loi d'Henry et la théorie du double film, pour déterminer la vitesse du transfert réversible entre les deux phases, l'expression de la pression partielle des gaz, $P_{gas,i}$, est traduite selon l'équation

$$P_{gas,i} = P_{atm} \frac{G_i'}{\sum_{i=1}^3 G_i'} \quad (III.19)$$

où G_i' est la concentration du composé i en phase gazeuse corrigée par l'équivalent DCO pour

H_2 et CH_4 ($mmol \cdot L^{-1} \text{ gaz}$) et P_{atm} la pression atmosphérique (1 bar)

L'expression de débit gazeuse sort de système est s'écrit selon l'équation

$$q_G = \frac{RT}{P_{atm}} m_d \sum_i \rho'_{liq-gaz,i} \quad (III.20)$$

Où q_G est le débit gazeux total sortant du système ($L_{gaz} \cdot j^{-1}$), i représentent les composés gazeux (CH_4 , CO_2 et H_2), $\rho'_{liq-gaz,i}$ correspond à $\rho_{liq-gaz,i}$ corrigé par l'équivalent DCO pour CH_4 et H_2 ($mmol \cdot kg^{-1} \cdot j^{-1}$) et m_d la masse de digestat dans le milieu (kg).

Il est alors possible d'effectuer le bilan sur la phase gazeuse par le biais d'un jeu d'équations différentielles

$$\frac{dG_i}{dt} = \rho_{liq,gaz,i} \cdot \frac{m_d}{V_{gaz}} - G_i \cdot \frac{q_G}{V_{gaz}} \quad (III.21)$$

Où G_i est la concentration en phase gazeuse du composé i exprimée en $mg_{DCO} \cdot L_{gaz}^{-1}$.

$$\text{Soit } \frac{dG_i}{dt} = \frac{m_d}{V_{gaz}} \left[\rho_{liq-gaz,i} - G_i \frac{RT}{P_{atm}} \sum_i \rho'_{liq-gaz,i} \right] \quad (III.22)$$

Il est possible d'intégrer à cette expression un facteur de rétention gazeuse (ε) g représentant le ratio du volume gazeux sur le volume total. Ce facteur permet d'exprimer les concentrations des espèces gazeuses par rapport au volume gazeux. Le facteur de rétention gazeuse est constant pour une géométrie de réacteur donnée. Il vient alors :

$$\text{Soit : } d = \frac{m_d}{V_d} \quad m_d = d V_d \quad / \quad V_T = V_d + V_G \implies V_d =$$

$$V_T - V_G$$

$$\frac{m_d}{V_{gaz}} = \frac{d(V_T - V_G)}{V_{gaz}} \quad \text{on divise sur } V_T, \text{ avec } \varepsilon = \frac{V_G}{V_T}$$

$$\frac{m_d}{V_{\text{gaz}}} = \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} d$$

$$\frac{dG_i}{dt} = \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} d \left[\rho_{\text{liq-gaz},i} - G_i \frac{RT}{P_{\text{atm}}} \sum_i \rho'_{\text{liq-gaz},i} \right]$$

Où d est la densité du digestat, fixée à 1,1 (masse volumique de 1,1 kg.L-1).

Ce bilan, réalisé sur les 3 espèces gazeuses permet d'écrire les trois équations différentielles sur la phase gazeuse :

$$\frac{dG_{\text{CH}_4}}{dt} = \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} \cdot d \cdot \left[\rho_{\text{liq-gaz},i} - G_{\text{CH}_4} \frac{RT}{P_{\text{atm}}} - \sum_i \rho'_{\text{liq-gaz},i} \right] \quad (\text{III.23})$$

$$\frac{dG_{\text{H}_2}}{dt} = \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} \cdot d \cdot \left[\rho_{\text{liq-gaz},i} - G_{\text{H}_2} \frac{RT}{P_{\text{atm}}} - \sum_i \rho'_{\text{liq-gaz},i} \right] \quad (\text{III.24})$$

$$\frac{dG_{\text{CO}_2}}{dt} = \frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} \cdot d \cdot \left[\rho_{\text{liq-gaz},i} - G_{\text{CO}_2} \frac{RT}{P_{\text{atm}}} - \sum_i \rho'_{\text{liq-gaz},i} \right] \quad (\text{III.25})$$

III.3 Résolution numériques des EDO :

Les méthodes numériques donnent un nouveau souffle au domaine de résolution des équations différentielles, avec leurs performances elles l'ont élargi en offriront la possibilité de résoudre ce que les méthodes analytiques étaient incapables de le faire [45].

Les principales méthodes de résolution numérique des EDO sont séparées en deux grands types [48] :

III.3 .1 Les méthodes à pas multiples :

Pour ces méthodes, le calcul de la valeur discrète y_{n+1} au nœud x_{n+1} fait intervenir plusieurs valeurs $y_n, y_{n-1}, y_{n-2} \dots$ obtenues aux abscisses précédentes.

Les principales méthodes sont :

- Méthode de Nystrom ou saute-mouton
- Méthodes d'Adams-Bashforth-Moulton
- Méthodes de Gear

III.3 .2 Les méthodes à un pas :

Pour ces méthodes, le calcul de la valeur discrète y_{n+1} au nœud x_{n+1} fait intervenir la valeur y_n obtenue à l'abscisse précédente. Les principales méthodes sont :

- Méthodes d'Euler explicite et implicite
- Méthode d'Euler amélioré
- Méthode d'Euler-Cauchy

- Méthode de Crank-Nicholson
- Méthodes de Runge et Kutta

Pour notre cas on a utilisé la méthode de Runge Kutta.

III.3.3 LA METHODE DE RUNGE KUTTA :

Les méthodes de Runge-Kutta (ou RK), l'ordre 2 ou 4, sont très couramment utilisées pour la résolution d'équations différentielles ordinaires (EDO). Ce sont des méthodes à pas unique, directement dérivées de la **méthode d'Euler**. Elles ont l'avantage d'être simples à programmer et d'être assez stables pour les fonctions courantes de la physique. Sur le plan de l'analyse numérique, elles ont surtout l'immense avantage de ne pas nécessiter autre chose que la connaissance des valeurs initiales. Elles démarrent toutes seules. [50]

III.3.3. a Méthode de Runge-Kutta d'ordre 2:

La méthode de Runge-Kutta à l'ordre 2 est obtenue par amélioration de la méthode d'Euler en considérant le point milieu du pas h. Ainsi, on écrit cette fois :

$$y_{i+1} = y_i + h \cdot f \left(t + \frac{h}{2}, y_i + \frac{h}{2} f(t, y_i) \right)$$

Les dérivées au milieu du pas d'intégration sont obtenues par :

$$y_{i+\frac{1}{2}} = y_i + \frac{h}{2} f(t, y_i) \quad \text{et} \quad y'_{i+\frac{1}{2}} = f \left(t + \frac{h}{2}, y_{i+\frac{1}{2}} \right)$$

En réinjectant cela, on obtient sur le pas h complet :

$$y_{i+1} = y_i + h y'_{i+\frac{1}{2}}$$

Notons qu'il s'agit du cas centré ($\alpha = 1/2$) de la formule plus générale :

$$y_{i+1} = y_i + h \left[\left(1 - \frac{1}{2\alpha}\right) f(t, y_i) + \frac{1}{2\alpha} f \left(t + \alpha h, y_i + \alpha h f(t, y_i) \right) \right]$$

C'est une méthode d'ordre 2 car l'erreur est de l'ordre de h^3 .

III.3.3. b Méthode de Runge-Kutta d'ordre 4 :

Aujourd'hui, le cas le plus fréquent est celui de l'ordre 4. L'idée est toujours d'estimer la pente de y, mais de façon plus précise. Pour cela, on ne prend plus la pente en un point

(début ou milieu), mais on utilise la moyenne pondérée des pentes obtenues en 4 points du pas.

- $k_1 = (t_i, y_i)$ est la pente au début de l'intervalle
- $k_2 = (t_i + \frac{h}{2}, y_i + \frac{h}{2} k_1)$ est la pente au milieu de l'intervalle, en utilisant la pente k_1 pour calculer la valeur de y au point $t_i + h/2$ par la méthode d'Euler ;
- $k_3 = (t_i + \frac{h}{2}, y_i + \frac{h}{2} k_2)$ est de nouveau la pente au milieu de l'intervalle, mais obtenue en utilisant la pente k_2 pour calculer y ;
- $k_4 = (t_i + h, y_i + h k_3)$ est la pente en fin d'intervalle, avec la valeur de y calculée en utilisant k_3 .

On obtient finalement la discrétisation de Runge-Kutta à l'ordre 4 :

$$y_{i+1} = y_i + \frac{h}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)$$

La méthode est d'ordre 4, ce qui signifie que l'erreur commise à chaque étape est de l'ordre de h^5 , alors que l'erreur totale accumulée est de l'ordre de h^4 . Notons enfin que toutes ces formulations sont encore valables pour des fonctions à valeurs vectorielles. [51]

MATLAB :

Matlab est un langage de programmation interprété, très puissant dans le calcul matriciel. Il contient une multitude de fonctions d'analyse numérique et statistique, d'optimisation, de représentation graphique... Sa richesse en toolboxes lui permet d'exécuter divers applications dans différents domaines de la science.

Il réalise des calculs numériques énormes permettant d'avoir des graphiques en 2D et en 3D, de résoudre des équations différentielles linéaires et non linéaires dont on est incapable de les résoudre analytiquement, ... [45]

Et Comme nous avons mentionné auparavant, le logiciel utilisé pour réaliser le programme de simulation du procédé de digestion anaérobie est le logiciel MATLAB. Le mot MATLAB est en fait la forme courte de « Matrix Laboratory ». MATLAB est un système interactif et convivial de calcul numérique et de visualisation graphique destiné aux ingénieurs et scientifiques [49].

Notre organigramme qui représente le programme sous MATLAB est la suivante

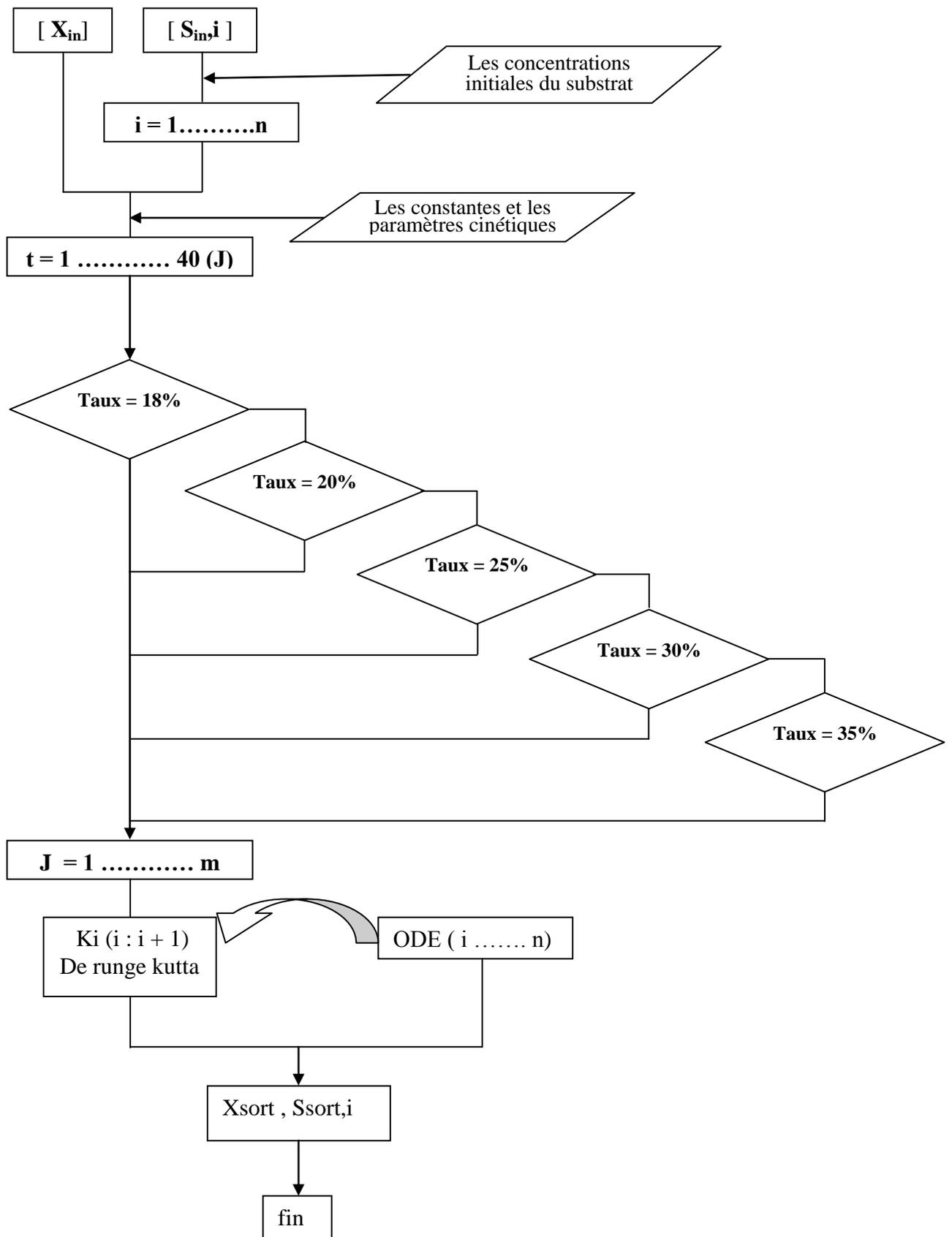


Figure III.1: Organigramme de principe du notre programme de résolution du système d'équation

CHAPITRE IV

RÉSULTATS ET DICUSSION

CHAPITRE IV

RESULTATS ET DISCUSSION

IV.1 Introduction

Dans ce chapitre, les résultats de la simulation de la digestion anaérobie par voie sèche ont été présentés et discutés. Cette simulation les résultats obtenue lors de la résolution numérique d'un système d'équations différentielles qui représente notre modèle (voire chapitre III), qui décrit la variation du substrats simples (acétate, propionate, cellulose), aussi la variation des composés gazeuse H_2 , CO_2 , CH_4 dans la phase liquide et dans la phase gazeuse en fonction du temps, dans un réacteur batch complètement agité .

Aussi l'influence de la teneur en matière et des paramètres cinétiques (K_{mXi} , K_{si} , K_{DHA}) et physique (K_{la}) sur la dégradation du substrat et la production du méthane ont été étudiés.

IV.2 l'influence des paramètres cinétiques sur le processus de la digestion anaérobie :

IV.2.1 l'influence de la constante d'hydrolyse (K_{DHA}) sur la dégradation du substrat

Généralement, la cinétique d'hydrolyse des substrats est décrite par une équation du premier ordre. Donc la nature et la composition du substrat ont une influence sur la cinétique de dégradation de ce dernier. La figure IV.1, montre les résultats de la simulation de la variation de la concentration du substrat considéré en fonction du temps pour différentes valeurs du coefficient d'hydrolyse (K_{DHA}). D'après la figure ci-dessous, l'augmentation de la valeur du coefficient d'hydrolyse de 0.05 à $1h^{-1}$ fait augmenter la cinétique de dégradation du substrat.

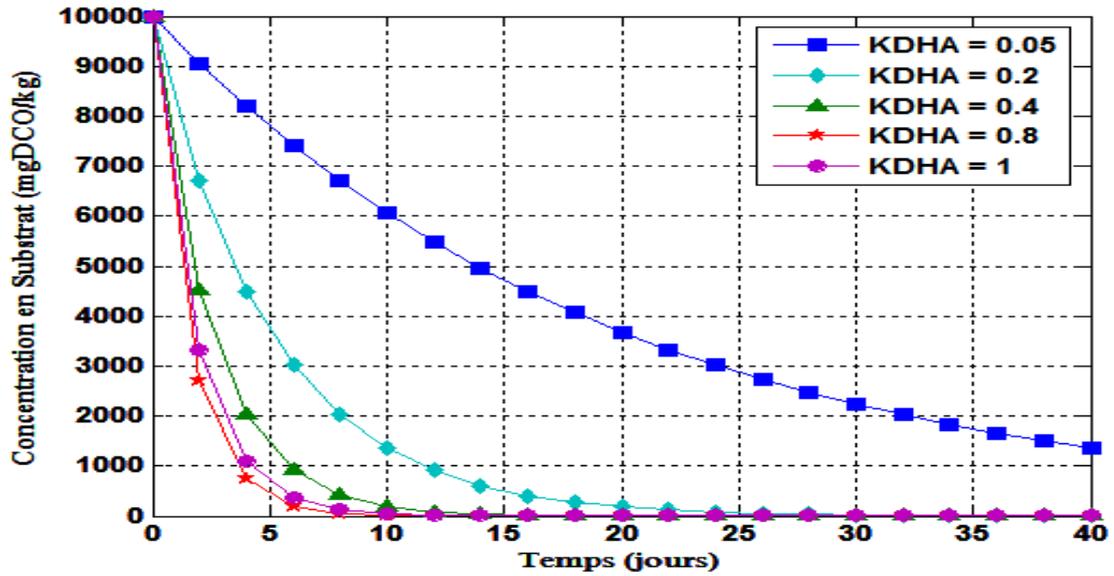


Figure IV.1 : L'influence de KDHA sur la Dégradation du substrat en fonction du temps

IV.2.2 L'influence de K_{la} sur la production du méthane en fonction du temps :

La figure (IV.2) présente l'influence de la constante de transfert liquide-gaz (K_{la}) sur la concentration du bio-méthane produit en fonction du temps de séjour dans le réacteur. Cette dernière montre que l'augmentation de la valeur de la constante (K_{la}) fait augmenter la cinétique du transfert du bio-méthane à la phase gazeuse. D'après la figure (IV.2) le transfert du bio-méthane de la phase liquide à la phase gazeuse et total à partir de la valeur $K_{la} = 5 \text{ j}^{-1}$.

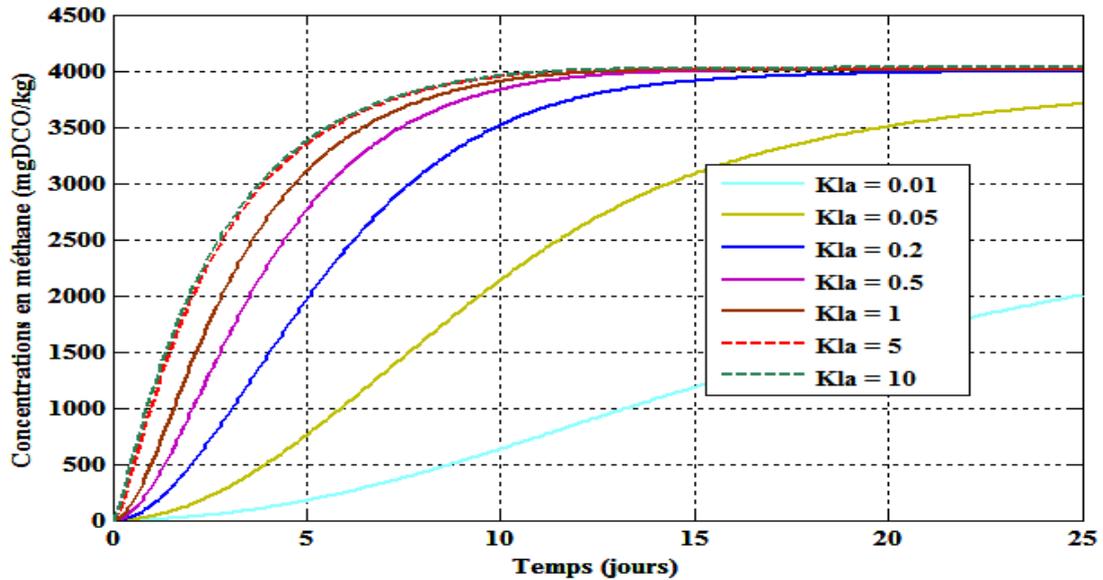


Figure IV.2 : L'influence de K_{la} sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase gazeuse

IV.2.3 consommation de substrats

Dans cette partie, l'étude de la simulation de la dégradation de l'acétate et du propionate avec différentes concentrations initiales (voir tableau IV.1) et avec et sans inhibitions a été réalisée.

IV.2.3.1 dégradation de substrats sans inhibitions

Les figures (IV.3; IV.4 et IV.5) présentent la variation de la concentration de l'acétate et propionate pour des concentrations différentes. Les trois courbes présentent pratiquement la même allure et cinétique de dégradation du propionate par contre elles les présentent différentes par rapport à l'acétate. Cela peut être dû à la différence des cinétiques de production et de consommation de ce dernier traduit par l'apparition de l'accumulation de l'acétate et de l'augmentation du temps de dégradation.

Tableau IV.1 : les concentrations initiales de substrats

	Concentration en propionate (mgDCO.kg-1)	Concentration en acétate (mgDCO.kg-1)
1 ^{er} cas	10000	0
2 ^{eme} cas	10000	1000
3 ^{eme} cas	10000	5000

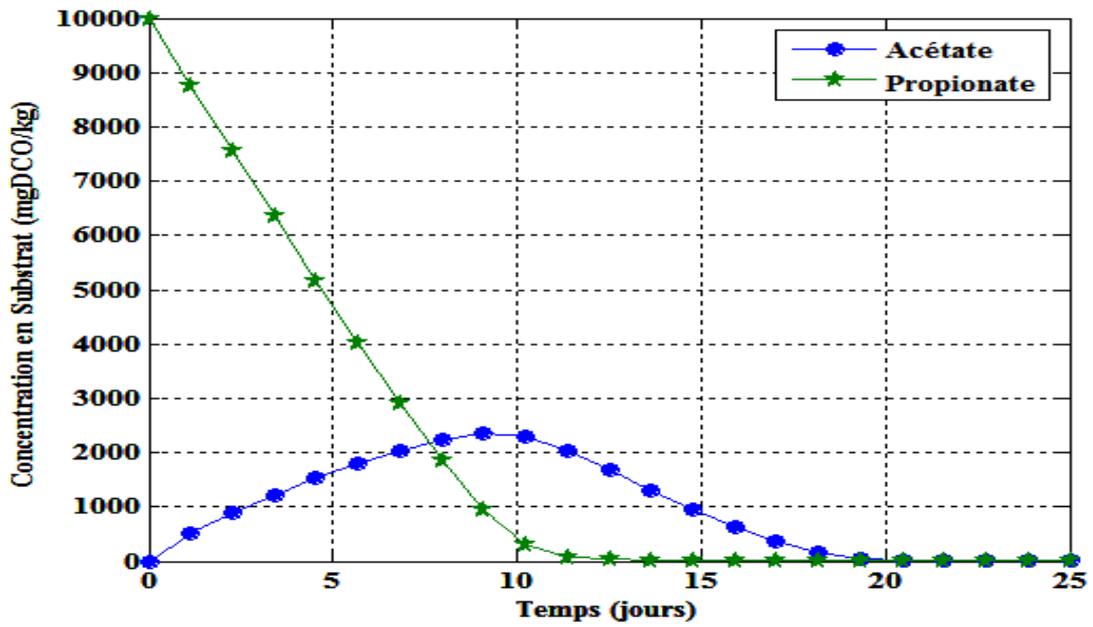


Figure IV.3: dégradation d'acétate et propionate 1^{er} cas

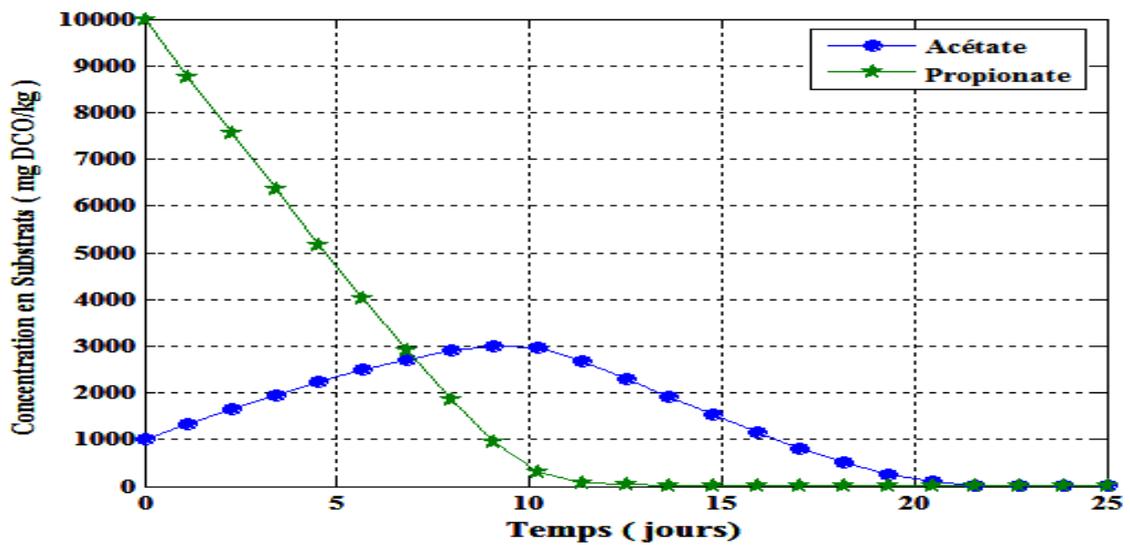


Figure IV.4 : dégradation d'acétate et propionate 2^{eme} cas

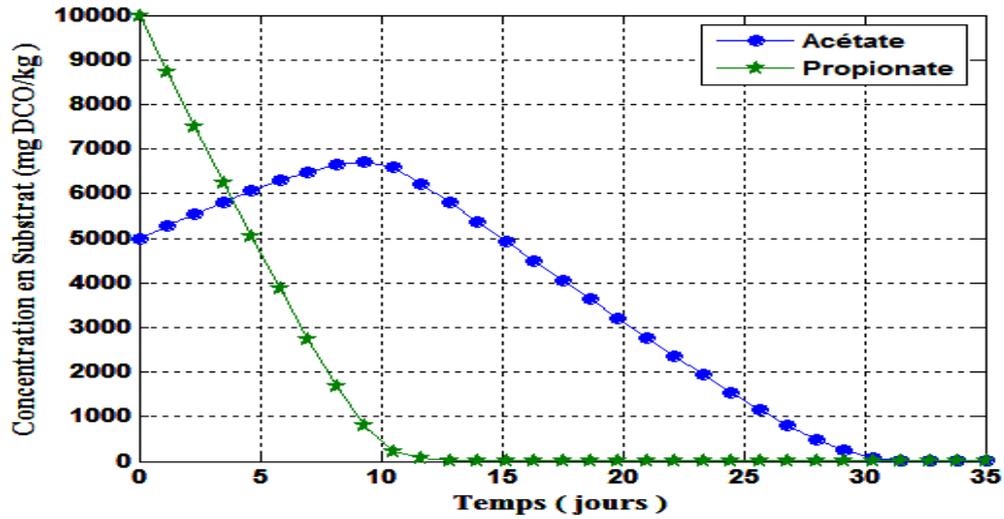


Figure IV.5: dégradation d'acétate et propionate 3^{ème} cas

IV.2.3.2 dégradation de substrats avec inhibitions

Les courbes (IV.6 ; IV.7 et IV.8) présentent la variation de la concentration de l'acétate et propionate pour des concentrations différentes avec considération de l'inhibition par le substrat. Il faut noter ici que le modèle d'inhibition par le substrat dans cette partie est du premier ordre. Dans ce cas on remarque que les trois courbes présentent pratiquement la même allure et cinétique de dégradation du propionate par contre elles les présentent différentes par rapport à l'acétate. Cela peut être dû à la différence des cinétiques de production et de consommation de ce dernier traduit par l'apparition de l'accumulation de l'acétate et de l'augmentation du temps de dégradation.

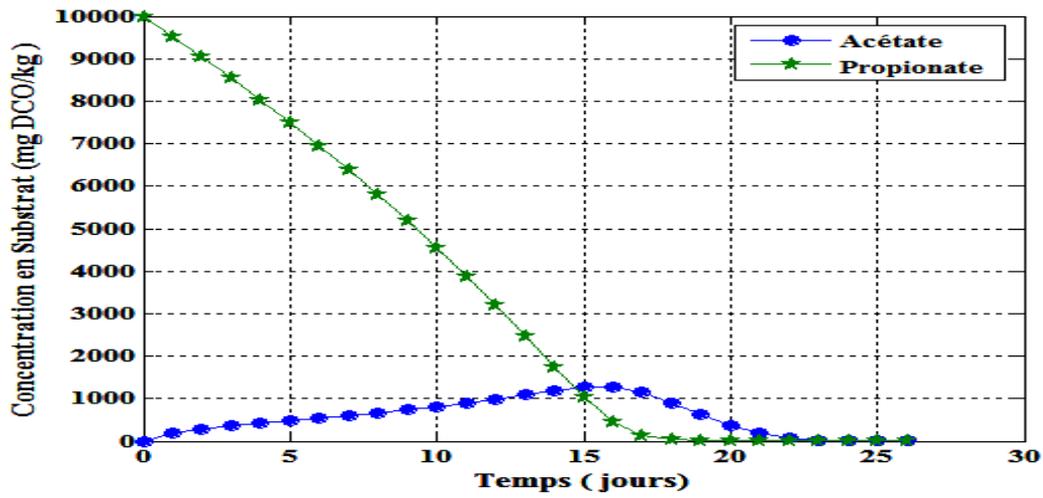


Figure IV.6 : dégradation d'acétate et propionate pour le 1^{er} cas avec inhibition

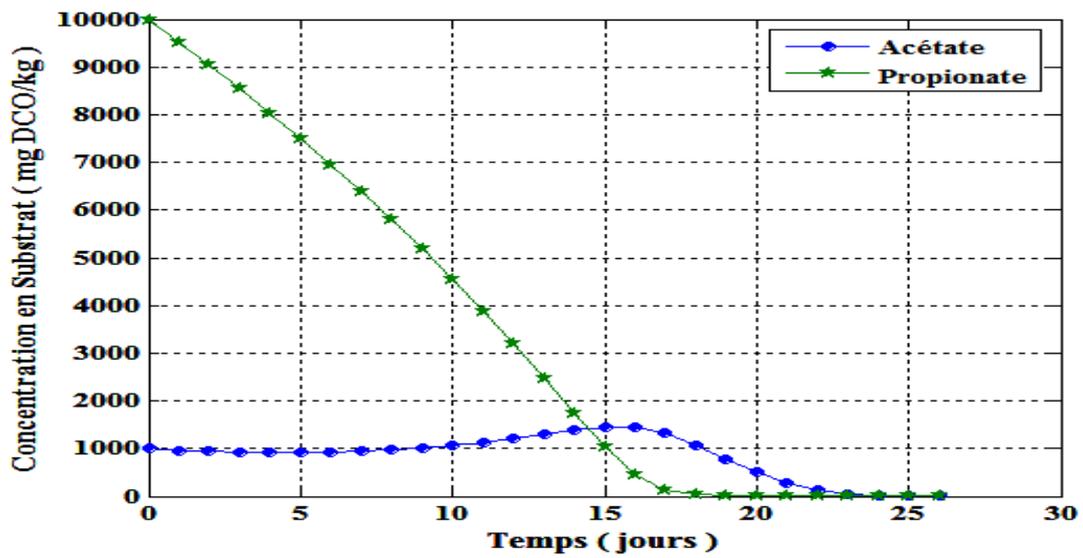


Figure IV.7 : dégradation d'acétate et propionate pour la 2^{ème} cas avec inhibition

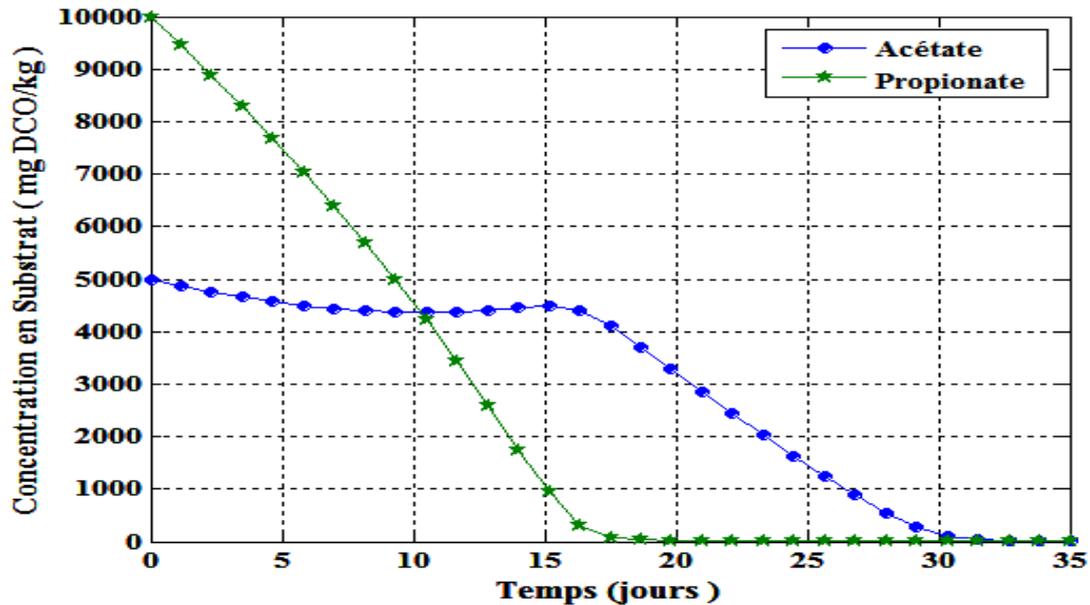


Figure IV.8: dégradation d'acétate et propionate pour le 3^{ème} cas avec inhibition

IV.2.4.1 l'influence de $K_{mXacét}$ sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase liquide:

La figure IV.9 représente la dégradation d'acétate (substrats) ainsi que la production du méthane dans la phase liquide en fonction du temps pour différentes valeurs de $K_{mXacét}$ (280 ; 480 et 680). D'après cette figure, l'augmentation de la valeur du constante $K_{mXacét}$ de la valeur 280 à 680 fait augmenter la cinétique de dégradation de l'acétate et donc réduire le temps de dégradation de 15 à 6 jours. Et de même fait augmenter la production maximale du méthane de 500 à 900 mgDCO/Kg. Cette augmentation peut être expliquée par l'augmentation de la concentration de la population microbienne qui est introduite dans le paramètre $K_{mXacét}$.

Notant aussi que la disparition du méthane produit dans la phase liquide avec le temps est liée à la transformation de ce dernier à la phase gazeuse sous l'effet du coefficient de transfert K_{La} .

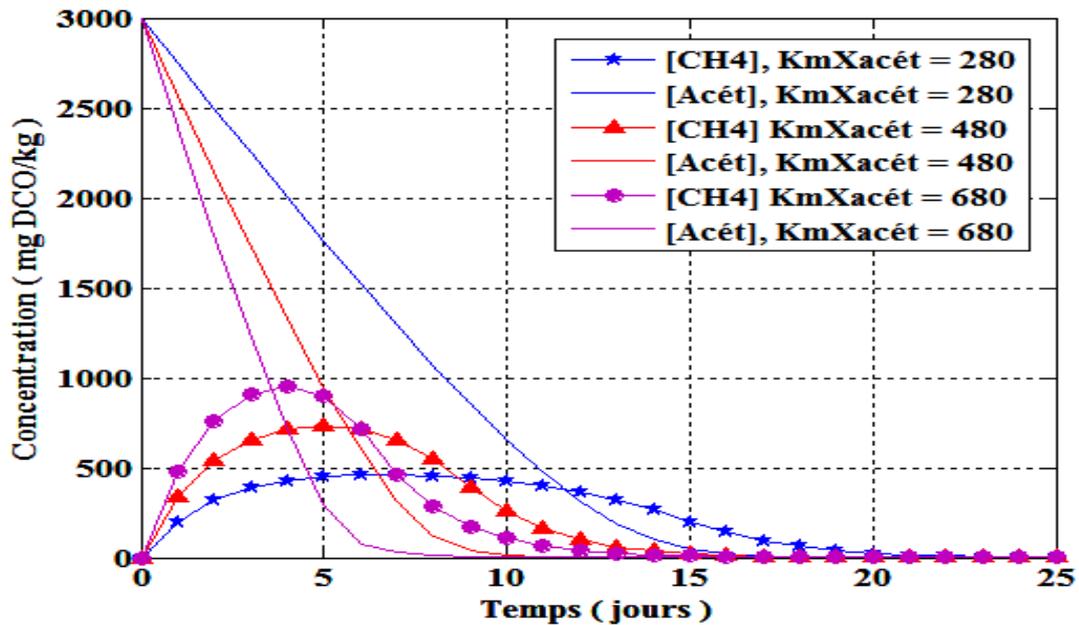


Figure IV.9: L'influence de $K_mX_{acét}$ sur la dégradation du substrat et la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide

IV.2.4.2 l'influence de $K_mX_{acét}$ sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase gazeuse

De même que la figure précédente, la figure IV.10 illustre la consommation du substrat (acétate) et la production du méthane dans la phase gazeuse en fonction du temps pour différentes valeurs de $K_mX_{acét}$. Donc la cinétique de dégradation de l'acétate est la même que dans la figure (IV.9). Mais le paramètre $K_mX_{acét}$ influe positivement sur la cinétique du transfert du bio-méthane dans la phase gazeuse ou l'augmentation de la valeur de $K_mX_{acét}$ de 280 à 680 fait augmenter la cinétique du transfert et donc la réduction du temps de transfert de 17 à 8 jours respectivement.

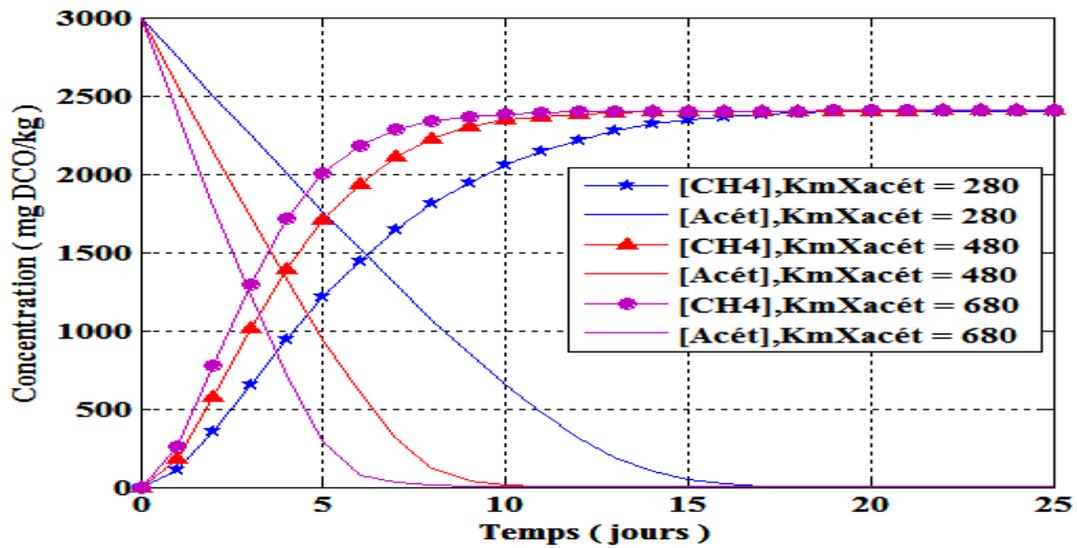


Figure IV.10 : L'influence de KmXacét sur la Dégradation du substrat et la production du méthane en fonction du temps dans la phase gazeuse

IV.2.4.3 l'influence de KmXacét sur la production du méthane dans la phase liquide et gazeuse

La figure IV.11 présente la variation de la concentration du bio-méthane en fonction du temps dans les deux phases liquide et gazeuse pour différentes valeurs du paramètre KmXacét (280 à 680). Cette courbe montre que chaque dans phase liquide provoque une augmentation dans la phase gazeuse jusqu'à le transfert total de la quantité produite du bio-méthane.

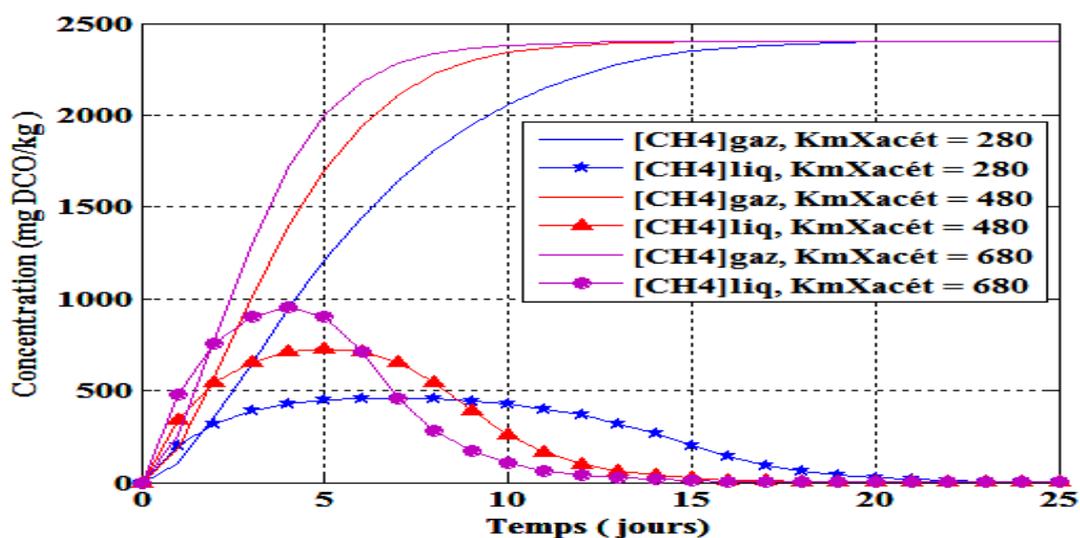
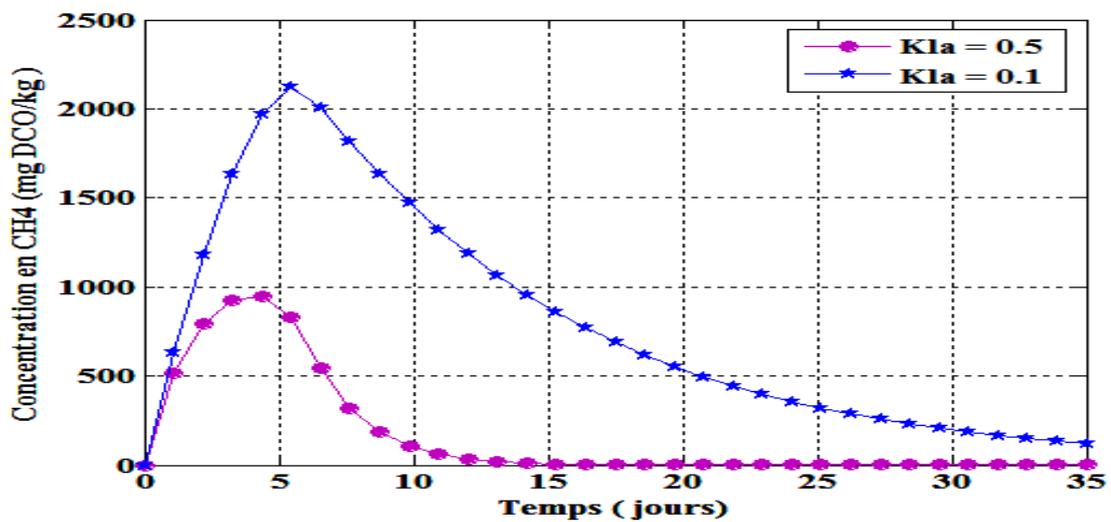


Figure IV.11: L'influence de KmXacét sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide et gazeuse

IV.2.4.4 L'influence de K_{La} sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide

La figure IV.12 présente la variation de la concentration du bio-méthane en fonction du temps dans la phase liquide pour différentes valeurs du coefficient de transfert K_{La} (0.5 et 0.1). on remarque que l'augmentation de K_{La} de 0.1 à 0.5 fait augmenter la cinétique de disparition du bio-méthane dans cette phase. Notant que l'accumulation du bio-méthane dans la phase gazeuse pour $K_{La} = 0.1$ est due au faible transfert du bio-méthane de la phase liquide à la phase gazeuse lié à la faible valeur de K_{La} .



IV.2.5.1 L'influence de K_{mXpro} sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase gazeuse

La figure IV.13 présente la variation de la cinétique de dégradation du propionate ainsi que la cinétique de production du bio-méthane pour différentes valeurs du paramètre K_{mXpro} (950 à 1750) en fonction du temps. Cette courbe montre que le paramètre K_{mXpro} influe positivement sur la cinétique de dégradation du propionate ainsi que la concentration du bio-méthane produit dans la phase gazeuse.

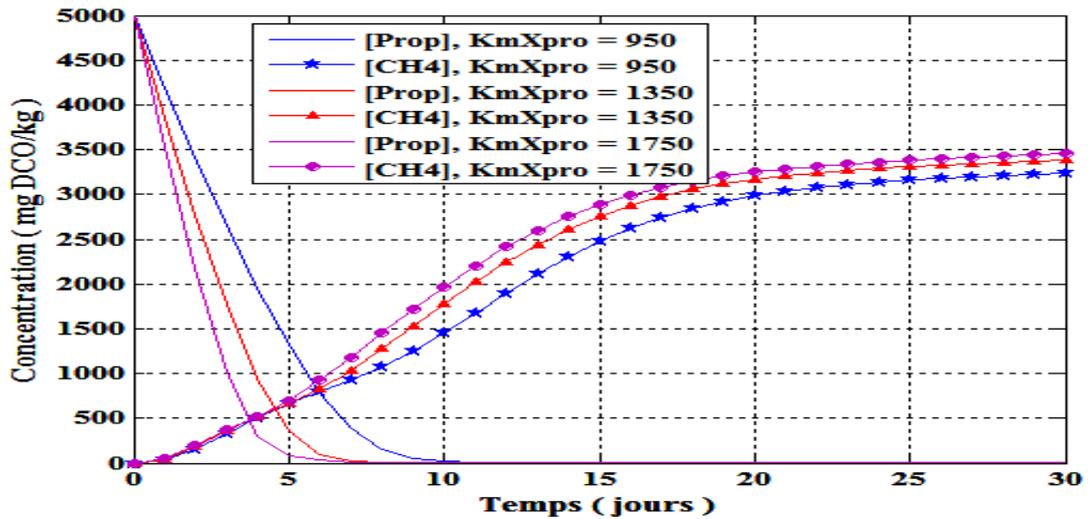


Figure IV.13 : L'influence de KmXpro sur la la production du méthane en fonction du temps dans la phase gazeuse

IV.2.5.2 l'influence de KmXpro sur la dégradation du substrat ainsi que sur la production du méthane dans la phase liquide

La figure IV.14 présente la variation de la cinétique de dégradation du propionate ainsi que la cinétique de production du bio-méthane dans la phase liquide pour différentes valeurs du paramètre KmXpro (950 à 1750) en fonction du temps. De même que la précédente, cette courbe montre que le paramètre KmXpro influe positivement sur la cinétique de dégradation du propionate par contre il influe négativement sur la quantité du bio-méthane présente dans la phase liquide.

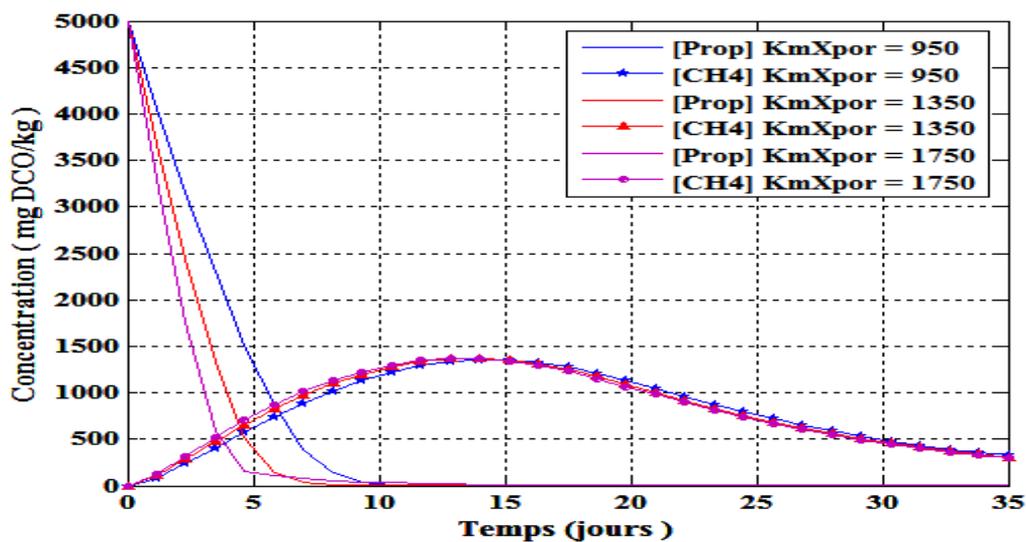


Figure IV.14: L'influence de KmXpro sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide

IV.2.5.3 L'influence de K_{La} sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase liquide et gazeuse

La figure IV.15 présente la variation de la cinétique de production du bio-méthane pour différentes valeurs du coefficient K_{La} (0.1 ; 0.2 et 0.47) dans la phase liquide et gazeuse en fonction du temps. Cette courbe montre clairement que l'augmentation de valeur du coefficient K_{La} fait augmenter la cinétique du transfert de biogaz produit dans la phase liquide vers la phase gazeuse.

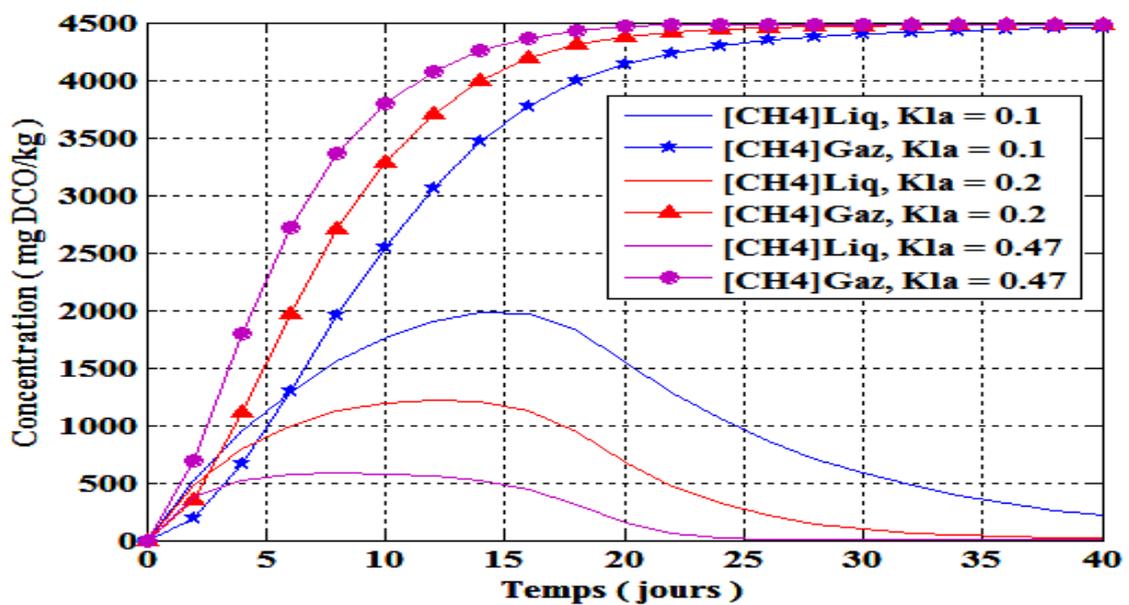


Figure IV.15 : Influence de K_{La} sur CH_4 dans la phase gazeuse et dans la phase liquide

IV.3 L'influence des deux substrats (acétate + propionate) sur la production du méthane en fonction du temps dans la phase Gazeuse

Dans cette partie on va essayer d'utiliser un mélange d'acétate et de propionate comme substrats pour étudier leurs influences sur la production du méthane. Les concentrations initiales des substrats utilisés sont illustrées dans le tableau suivant :

	Concentration en propionate (mgDCO.kg-1)	Concentration en acétate (mgDCO.kg-1)
1 ^{er} cas	6000	0
2 ^{eme} cas	6000	1000
3 ^{eme} cas	6000	3000
4 ^{eme} cas	0	6000

Les figures (IV.16 ; IV.17 ; IV.18 et IV.19) présentent l'influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production du bio-méthane

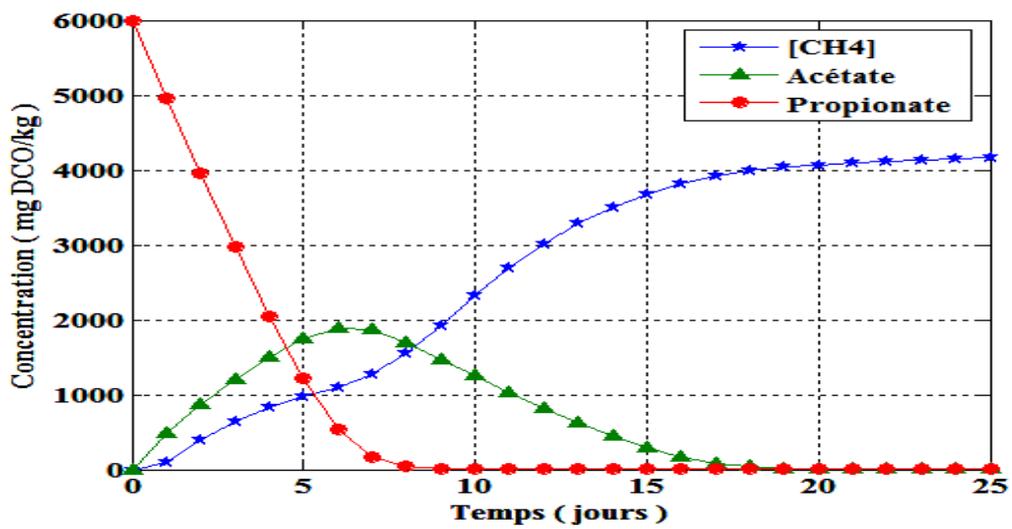


Figure IV.16 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 1^{ère} cas

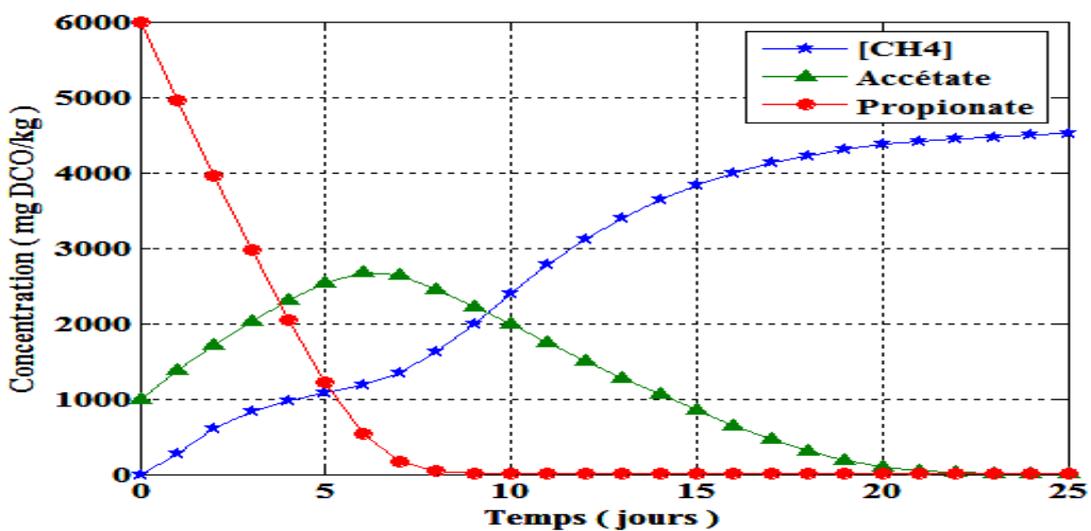


Figure IV.17 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 2^{ème} cas

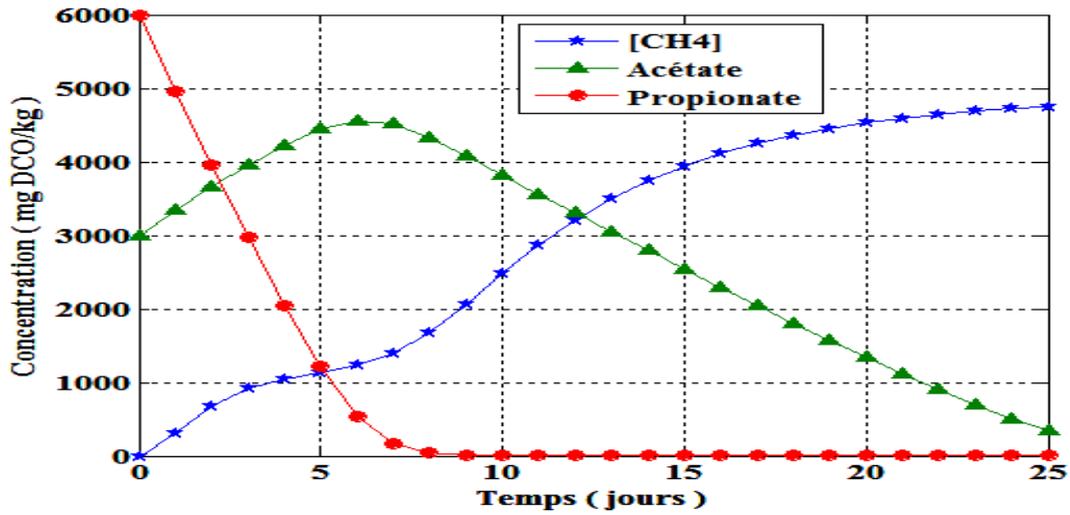


Figure IV.18 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 3^{ème} cas

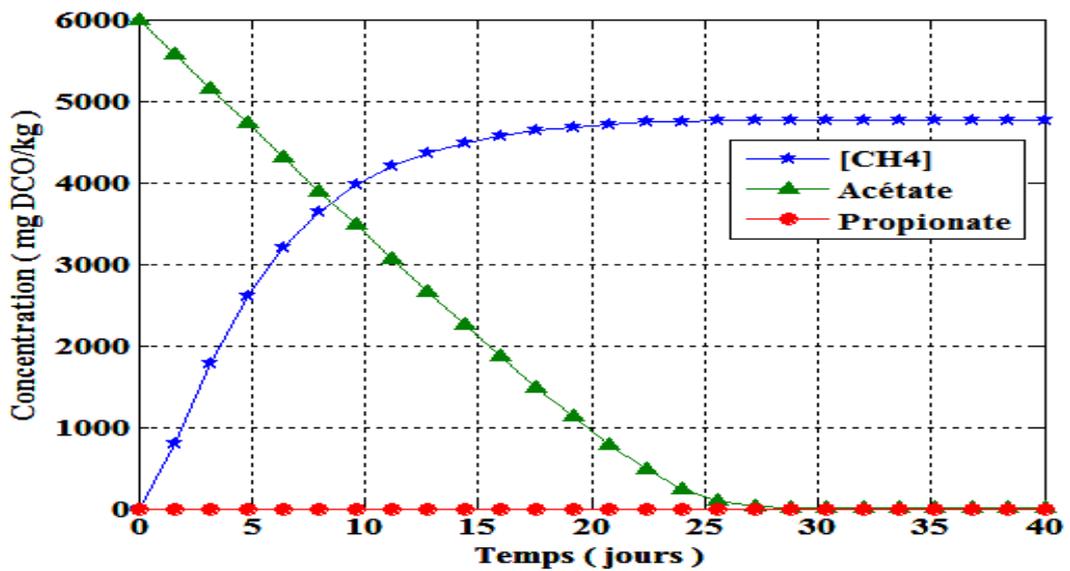


Figure IV.19 : Influence de la concentration initiale en acétate et propionate sur la production en bio-méthane : 4^{ème} cas

IV.4 l'influence de la teneur en matière sèche sur la production du bio-méthane en fonction du temps : l'acétate comme substrat (6000 mgDCO/Kg)

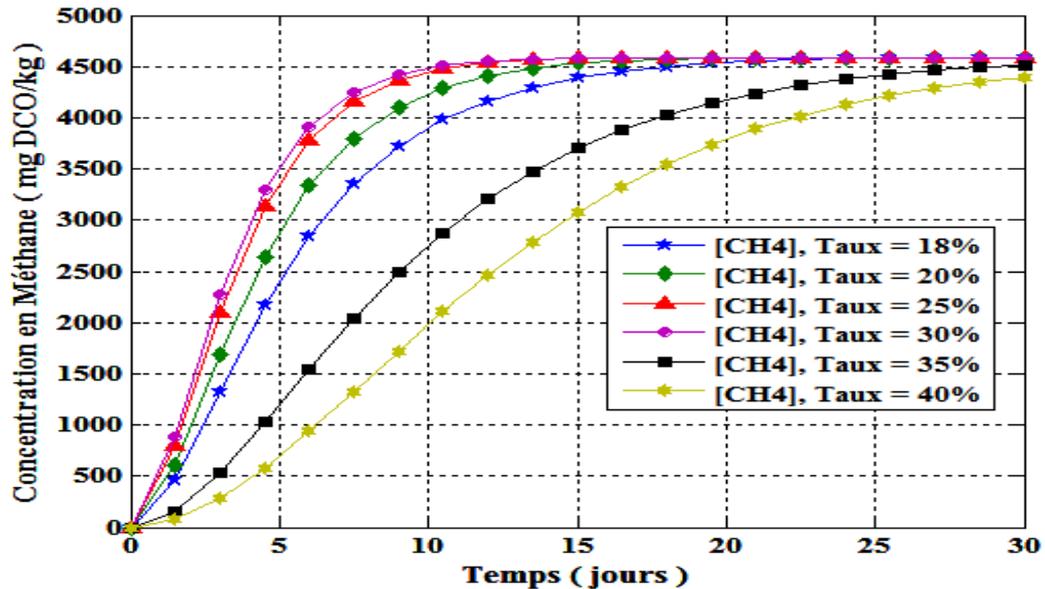


Figure IV.20 : productions du bio-méthane depuis l'acétate : influence de la teneur en matière sèche

La figure IV.20 présente la variation de la production en bio-méthane en fonction de la teneur en matière sèche lors de l'utilisation de l'acétate comme substrat. D'après cette figure on remarque que la cinétique de la production augmente lors de l'augmentation de la teneur en matière sèche de 18 à 30% puis elle chute pour des valeurs supérieures (35 et 40%).

IV.5 l'influence de K_{La} sur la production de méthane avec l'utilisation des substrats différents

IV.5.1 cellulose comme substrats

La figure IV.21 présente l'influence du coefficient de transfert liquide-gaz sur la production en bio-méthane lors de l'utilisation de la cellulose comme substrat. D'après cette dernière figure l'augmentation de la valeur de K_{La} de 0.1 à 0.5 fait augmenter la quantité du bio-méthane produite dans la phase gazeuse.

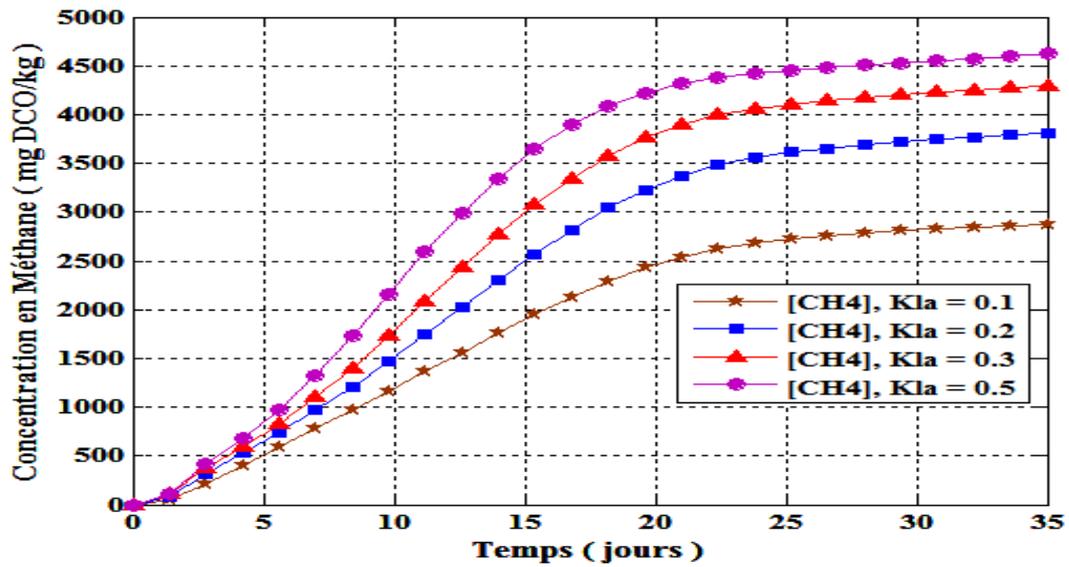


Figure IV.21 : L'influence de la constante K_{la} sur la production du CH₄ avec cellulose comme substrat

IV.5.2 propionate comme substrats 5000 mg

De même que la figure précédente, la figure IV.22 présente l'influence du coefficient de transfert liquide-gaz sur la production en bio-méthane lors de l'utilisation du propionate comme substrat. D'après cette dernière figure l'augmentation de la valeur de K_{la} de 0.1 à 0.5 fait augmenter la quantité du bio-méthane produite dans la phase gazeuse.

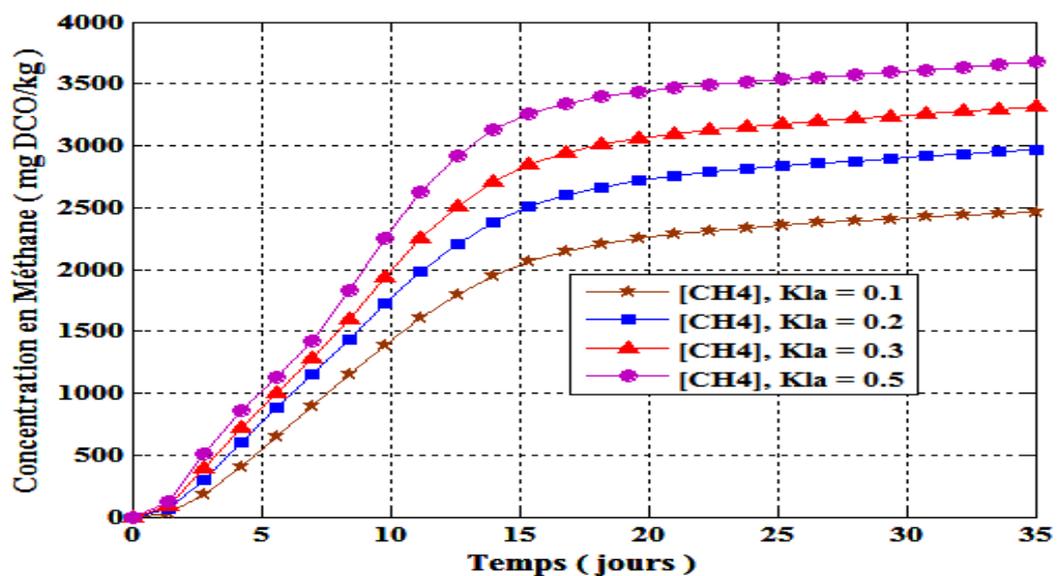


Figure IV.22 : L'influence de la constante K_{la} sur la production du CH₄ avec propionate comme substrat

IV.5.3 L'acétate comme substrat

De même que la figure précédente, la figure IV.23 présente l'influence du coefficient de transfert liquide-gaz sur la production en bio-méthane lors de l'utilisation de l'acétate comme substrat. D'après cette dernière figure l'augmentation de la valeur de K_{La} de 0.1 à 0.5 fait réduire le temps de transfert du bio-méthane produit vers la phase gazeuse.

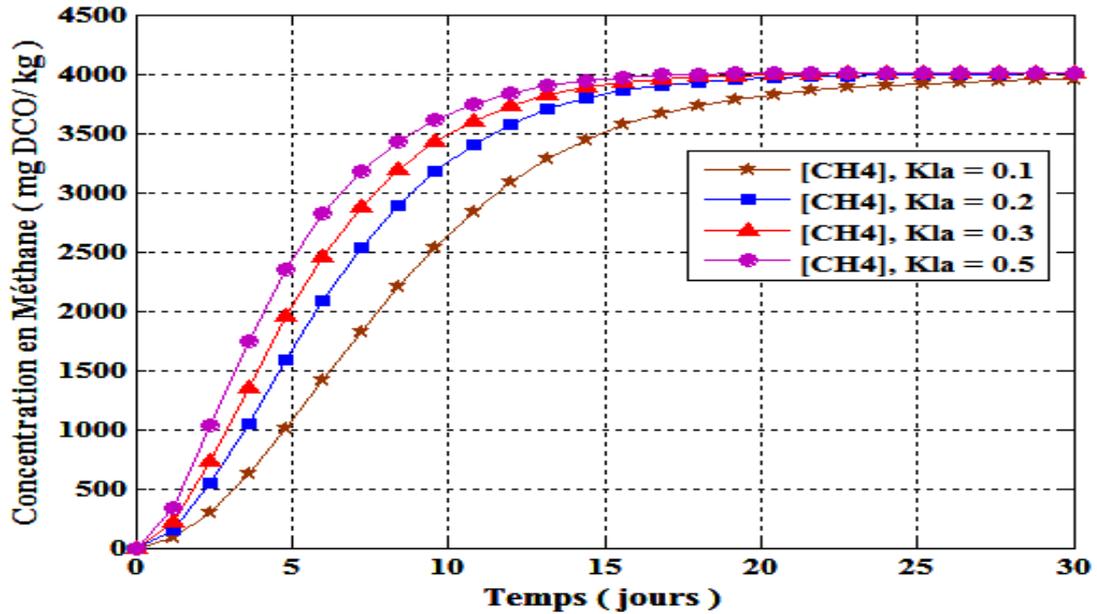


Figure IV. 23 : L'influence de la constante K_{La} sur la production du CH_4 avec l'acétate comme substrat

IV.6 .1l'influence de KDHA sur la dégradation du substrat

La figure IV.24 présente l'influence du coefficient K_{DHA} sur la dégradation de l'acétate. D'après cette dernière figure l'augmentation de la valeur de K_{DHA} de 0.05 à l'unité (1) fait augmenter la quantité de l'acétate produit en gardant le même temps de dégradation dans les différents cas.

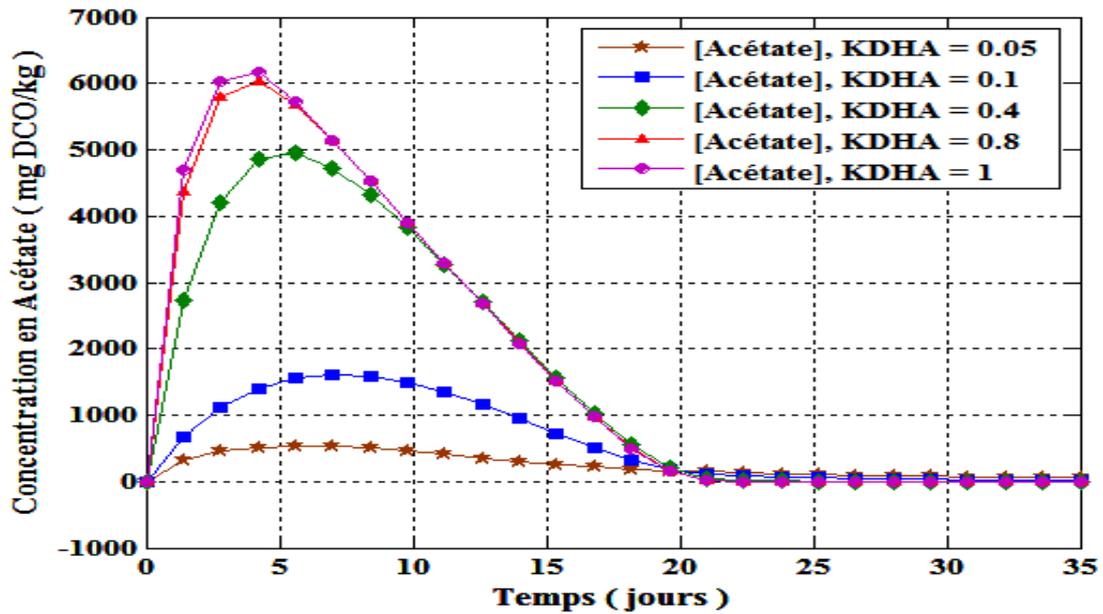


Figure IV.24 : L'influence de la constante KDHA sur l'acétate formé.

IV.6.2 l'influence de KDHA sur la production du méthane

La figure IV.25 présente l'influence du coefficient KDHA sur la production en bio-méthane pour une teneur en matière sèche de 18%. D'après cette dernière figure l'augmentation de la valeur de KDHA de 0.01 à 5 fait augmenter la quantité et la cinétique du bio-méthane produit.

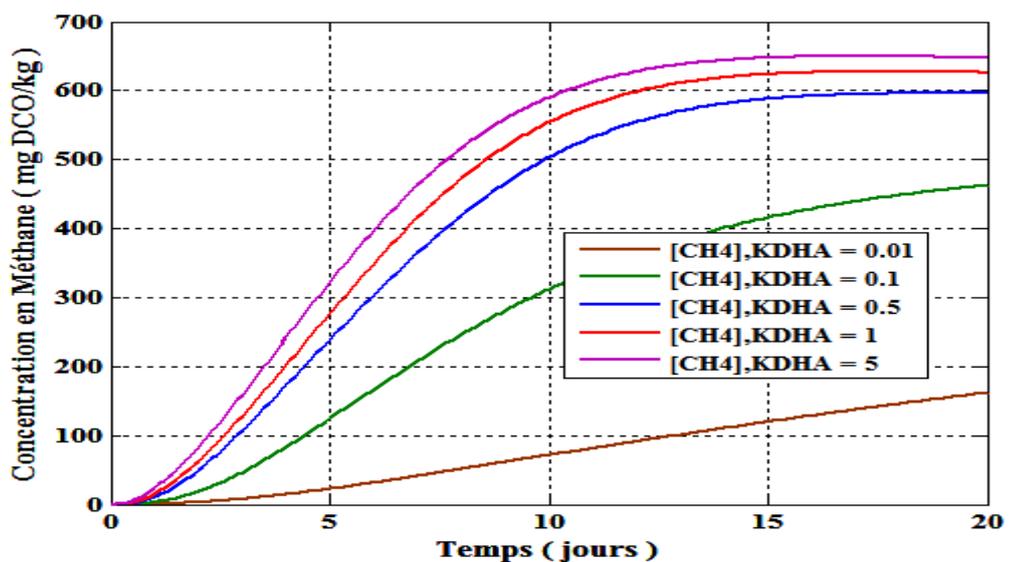


Figure IV.25 : Influence de KDHA sur la production en bio-méthane : à 18 % MS

CONCLUSION

GÉNÉRALE

CONCLUSION GENERALE

Dans le contexte actuel de l'augmentation de la production de déchets, la digestion anaérobie et la valorisation du biogaz ainsi produit apparaissent comme des solutions efficaces.

Ce mémoire a porté donc sur la modélisation du processus de la digestion anaérobie par voie sèche toute en considérant un modèle simplifié des étapes de la digestion.

Dans ce travail l'étude de l'influence de quelques paramètres cinétiques sur l'hydrolyse du substrat a été examinée.

Concernant l'influence de la constante d'hydrolyse K_{DHA} sur l'hydrolyse du substrat, il a été trouvé qu'elle a une influence néfaste sur la cinétique d'hydrolyse du substrat ou l'augmentation de la valeur de K_{DHA} fait augmenté la cinétique de la dégradation du substrat.

Concernant l'influence du coefficient de transfert de biogaz (liquide-gaz) (K_{La}) sur le volume du biogaz produit ou transféré, ce dernier influe positivement ou l'augmentation de la valeur du K_{La} fait augmenter le volume du biogaz produit.

De plus l'évolution du substrat (qui est dans cette étude l'acétate et le propionate) sans et avec inhibition a été étudié. Les résultats de la simulation montrent que l'inhibition fait ralentir la consommation de l'acétate ainsi que la production et la consommation du propionate.

En ce qui concerne l'influence du produit ($K_{mXacét}$) sur la consommation du substrat ainsi que la production du biogaz dans la phase gazeuse, les résultats montrent que l'augmentation de ($K_{mXacét}$) accélère la cinétique de consommation du substrat et par la suite augmente la cinétique de production du biogaz. De même pour la phase gazeuse l'augmentation de ($K_{mXacét}$) fait augmenter la cinétique de consommation du substrat et de la production du biogaz.

De plus on a examiné l'influence du produit (K_{mXpro}) sur la consommation du substrat ainsi que la production du biogaz dans la phase gazeuse ainsi que la phase liquide. Les résultats obtenus montrent qu'il a le même effet que le paramètre précédent

($K_m \times \text{Acét}$). Par la suite l'effet du paramètre $K_L a$ sur le volume du biogaz dans la phase gazeuse et la phase liquide a été examiné. Ou chaque augmentation de la valeur de $K_L a$ fait diminuer le volume du biogaz dans la phase liquide et l'augmenter dans la phase gazeuse.

Après les tests de modélisation par un substrat unique (acétate ou propionate), dans une autre partie d'étude de la combinaison des deux substrats en même temps a été considérée. Les résultats obtenus dans cette étude montrent que l'effet de la combinaison était très claire et se traduit par l'augmentation du volume du biogaz produit.

D'autre part on a testé l'effet du taux de la teneur en matière sèche contenue dans le substrat considéré sur le volume du biogaz produit ou l'effet était très variable ou ce dernier augmente avec l'augmentation de la valeur du taux de la teneur en matière sèche jusqu'à 20% au-delà de cette valeur (Exp : 35%) on remarque une diminution du volume du biogaz produit.

Par la suite on a essayé de diversifier la nature du substrat considéré ou l'effet de plusieurs paramètres a été de nouveau tester. Et les résultats obtenus ont été très variable.

Comme perspectives plusieurs points peuvent être considérés :

- La considération des différentes étapes de la digestion anaérobie par voie sèche dans la modélisation du processus.
- La séparation de la concentration des différentes souches bactériennes intervenant dans le processus microbologique de la dégradation des espèces produites ou consommées lors du déroulement du processus.
- La détermination pratique des valeurs des différentes constantes cinétiques si possibles.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] :R Molleta et F Cansell méthanisation des déchets organique , Thes,Ing,Février 2003
- [2]: A Boulanger ; «Préparation d'un déchet ménager pour l'optimisation du potentiel et de la cinétique méthanogène» ; thèse de doctorat, l'institut des sciences et industries du vivant et de l'environnement agroparistech, 2011
- [3] : J Bollon : Etude des mécanismes physiques et de leur influence sur la cinétique de méthanisation en voie sèche : essais expérimentaux et modélisation, Thèse de doctorat ; L'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon, 2012
- [4] : J Alberto et L Amarante : biométhanisation des déchets putrescibles municipaux-technologies disponibles et enjeux pour le québec, thes,Ing, université de Sherbrooke, Québec, Canada, juillet 2010
- [5]:J HESS ; «modélisation de la qualité du biogaz produit par un fermenteur méthanogène et stratégie de régulation en vue de sa valorisation » ;these de doctorat ,université de Nice - Sophia -Antipolis ; 2007
- [6] : Edora; «Comprendre la biométhanisation » ; document ; « FAQ » ;
- [7] : « la methanisation des dechets » ; document ,2013
- [8] : J Louis Courtoux ; « La méthanisation en Champagne-Ardenne» ; document, CESR Champagne-Ardenne , 2008
- [9] : Kerroum DERBAL ; « digestion anaérobie des déchets solides mélanges avec les boues de station d'épuration » ;these de doctorat ,université Mentouri Constantine
- [10] : M El hajji ; « modélisation et analyse mathématiques pour les écosystèmes microbiens- approche par les systèmes dynamiques -» ; université Montpellier II , 2010
- [11] : E Almansour ; «Bilans énergétiques et environnementaux de filières biogaz : Approche par filière-type » ; Thèse de doctorat ; Université Bordeaux 1, 2011
- [12] : 2eme édition ,livre , RENE MOLITTA ,la méthanisation (2^e ed) 2011 PARIS
- [13]: Zeshan ; «dry anaerobic digestion of municipal solid waste and digestate management strategies » ; mémoire de doctorat, School of Environment, Resources and Development Thailand,December 2012

- [14] :E Casier ; «rôle des gaz dissous dans la digestion anaérobie par voie sèche de déchets ligno-cellulosiques » ; mémoire de doctorat, université Montpellier ,2015
- [15] : R Kothari et A.K.Pandey; «Different aspects of dry anaerobic digestion for bio-energy: An overview » ;document , School of Environmental Sciences, Babasaheb Bhimrao Ambedkar University, Lucknow 226025 (UP), India 2014
- [16] :S Dumont; « Intérêts et limites de la méthanisation en phase sèche» ;document, février 2011
- [17] : S Endar Nayono ; «Anaerobic digestion of organic solid waste for energy production » ; document, Institut für Ingenieurbiologie und Biotechnologie des Abwassers
- [18] : J Charles MotteO ; «Digestion anaérobie par voie sèche de résidus lignocellulosiques : Etude dynamique des relations entre paramètres de procédés, caractéristiques du substrat et écosystème microbien » ; mémoire de doctorat, université de Montpellier II ,2013
- [19] : ; «Etude sur la valorisation énergétique par méthanisation des coproductions agricoles, domestiques et industrielles. » ; Document, Laboratoire d'Etudes sur le Développement Durable, 2002
- [20] :V Wawrzyniak et N Viard; «Synthèse de l'étude bibliographique sur la méthanisation en voie sèche» ; document, 2007
- [21] : L André ; «Étude de verrous scientifiques et technologiques pour la compréhension et l'optimisation du procédé de méthanisation voie sèche discontinu de sous-produits d'origine agricole » ; mémoire de doctorat, université de technologie de Compiègne, Juin 2016
- [22] :A Degueurce ; «La méthanisation par voie sèche agricole appliquée aux fumiers de bovins : optimisation de la recirculation des lixiviats » ; mémoire de doctorat, université de Rennes 1 ,2016
- [23]: J.H. Reith and G. Zeeman ; «Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes» ; document
- [24] :P. Vandevivere; «Types of anaerobic digesters for solid wastes» ; document

- [25] : Luc De Baere et B Mattheeuws ; «Anaerobic Digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste in Europe – Status, Experience and Prospects – » ;document
- [26] : Arthur Wellinger;« digestion des déchets et effluents industriels et ménagers, document, Programme d'action PACER – Energies renouvelables 2015
- [27] : V Astérie Raktoiaini ; «co-méthanisation des déchets fermiers et alimentaires : expérimentation et modélisation» ; mémoire de doctorat, université de la Reunion , Aout 2012
- [28] : J. Vaxelaire et P. Clezac ; «Moisture distribution in activated sludges: a review» ;document, Laboratoire de Thermique, Energétique et Procédés, ENSGTI, Rue Jules Ferry, BP 7511, 64 075 Pau Cedex, France ,2004
- [29] : A Abbassi-Guendouz ; « lien entre paramètres opératoires, microorganismes et performances de la digestion anaérobie par voie sèche » ; mémoire de doctorat, université Montpellier 2, Avril 2012
- [30] : S. Menardo et G. Airoidi ; «The effect of particle size and thermal pre-treatment on the methane yield of four agricultural by-products » ;document, Department of Agriculture, Forestry, Environmental Engineering and Land Based Economics (DEIAFA) Mechanics Section – Torino University,2012
- [31] :S K Sharma; « effect of particle size on biogas generation from biomass residues »document, university Roorkee,India ;1988
- [32] ; C J Rivard « anaerobic digestion of processed municipal solid waste using a novel high solids reactor :maximum solids levels and mixing requirements » ;document,Solar energy research institute golden,Colorado,1990
- [33] : K. Karim et K Thomas Klasson ; «Anaerobic digestion of animal waste: effect of mixing » ;document , Washington university,2003
- [34] : P G. Stroot et K D. McMahon ;« anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions. » ;document, Department of Civil and Environmental Engineering, University of Illinois at Urbana-Champaign,2001
- [35] : Sophia Ghanimeh a, Mutasem El Fadel ; « Mixing effect on thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste » ; document, Department of Civil and Environmental Engineering, American University of Beirut, Lebanon,2012

- [36] : X. Go Mez et M.J. Cuertos ; « Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate » ;document? University of León, Institute of Natural Resources, Avda de Portugal no 41, León 24071, Spain ,2007
- [37] : M Amani Kouassi et A Kouakou Yao ; «Application des méthodes d'analyses statistiques multivariées à l'étude de la minéralisation des eaux des aquifères fissurés de la zone Guiglo-Duekoué (Ouest de la Côte d'Ivoire) » ; document, Institut National Polytechnique Félix Houphouët Boigny,2011
- [38] : Jian Shi et Z Wang; « Reactor performance and microbial community dynamics during solid-state anaerobic digestion of corn stover at mesophilic and thermophilic conditions» ; document, Department of Food, Agricultural and Biological Engineering, The Ohio State University,2013
- [39] : Xumeng Ge, Fuqing Xu ; « Solid-state anaerobic digestion of lingo-cellulosic biomass: Recent progress and perspectives » ; document, The Ohio State University,2016
- [40] : J-Charles Motte, E Trably; « Total solids content: a key parameter of metabolic pathways in dry anaerobic digestion » ; document ,2013
- [41] : A Abbassi-Guendouz et D Brockmann ; «Total solids content drives high solid anaerobic digestion via mass transfer limitation » ;document , Laboratoire de Biotechnologie de l'Environnement, Avenue des Etangs, Narbonne F-11100, France,2012
- [42] : R Le Hyaric et C Chardin; «Influence of substrate concentration and moisture content on the specific methanogenic activity of dry mesophilic municipal solid waste digestate spiked with propionate » ; document, Université de Lyon,2011
- [43] : A. Hajji et M. Rhachi ; « Effet de l'agitation sur la digestion anaérobie des déchets ménagers et assimilés en régime mésophil » ;document, Université Mohammed V – Rabat , 2016
- [44] : S Garcia-Gen , P Sousbie ; «Kinetic modelling of anaerobic hydrolysis of solid wastes, including disintegration processes » ;document, Department of Chemical Engineering, Institute of Technology, University of Santiago de Compostela, 15782 Santiago de Compostela, Spain,2015
- [45] : Z KHedim ; «Réalisation d'une interface Matlab pour la simulation des bioprocédés : Application au modèle ADM1 » ; mémoire de fin d'étude, université Abou Bekr Belkaid Tlemcen, 2013

- [46] : A Zegnoui; « Développement d'un modèle dynamique sous matlab pour un Processus anaérobie de traitement des eaux » ; mémoire de magister, université Abou Bekr Belkaid Tlemcen ,2010
- [47] : D J Batstone et J Keller ;« anaerobic digestion model N°1(ADM1) » ; livre,iwak task group for mathematical modelling of anaerobic digestion processes
- [48] :E Goncalvès; «RESOLUTION numérique, discrétisation des EDP et EDO » ;document, septembre 2005.
- [49] : S Medjdoub; « modélisation de la production de biohydrogène par fermentation anaérobie » ; mémoire de fin d'étude, université Constantine III, 2012/2013
- [50] : Jérôme Bastien et Jean-Noël Martin « Introduction à l'analyse numérique - Applications sous Matlab » Broché – livre, 15 mai 2003.
- [51] : Vincent Manet ; « Méthode des éléments finis, Vulgarisation des aspects mathématiques et illustration de la méthode » ; livre, 2013.

ANNEXE

Table A.1: Biochemical rate coefficient ($\nu_{i,j}$) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components. The matrix comes from the task report [3] with complementing equations from Willquist *et al.*[5]

Component	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Rate (ρ_j kgCODmm ⁻³ · d ⁻¹)
1 Disintegration	S_{su}	S_{bas}	S_{fn}	S_{sm}	S_{bu}	S_{pro}	S_{ac}	S_{h2}	S_{oh2}	S_{ic}	S_{in}	S_{i}	$K_{d,i} X_c$
2 Hydrolysis of carbohydrates	1												$k_{hyd,cb} X_{ch}$
3 Hydrolysis of proteins		1											$k_{hyd,pr} X_{pr}$
4 Hydrolysis of lipids	$1 - f_{n,li}$		$f_{n,li}$										$k_{hyd,li} X_{li}$
5 Uptake of sugar	-1				$(1 - Y_{su})/f_{ba,su}$	$(1 - Y_{su})/f_{pro,su}$	$(1 - Y_{su})/f_{ac,su}$	$(1 - Y_{su})/h_{2,su}$					$K_{m,as} K_p / (K_p + S_{su}) X_{su} I_1$
6 Uptake of amino acids		-1		$(1 - Y_{baa})/f_{v,baa}$	$(1 - Y_{baa})/f_{ba,baa}$	$(1 - Y_{baa})/f_{pro,baa}$	$(1 - Y_{baa})/f_{ac,baa}$	$(1 - Y_{baa})/h_{2,baa}$					$K_{m,aa} K_p / (K_p + S_{baa}) X_{baa} I_1$
7 Uptake of LCFA			-1				$(1 - Y_{fn})/0.7$	$(1 - Y_{fn})/0.3$					$k_{m,fn} K_p / (K_p + S_{fn}) X_{fn} I_2$
8 Uptake of valerate				-1		$(1 - Y_{cd})/0.54$	$(1 - Y_{cd})/0.31$	$(1 - Y_{cd})/0.15$					$K_{m,c4} K_p / (K_p + S_{cd}) X_{cd} I_1 I_2 I_3 I_4 / S_{vpr} I$
9 Uptake of butyrate					-1		$(1 - Y_{cd})/0.8$	$(1 - Y_{cd})/0.2$					$K_{m,c4} K_p / (K_p + S_{cd}) X_{cd} I_1 I_2 I_3 I_4 / S_{ba} I$
10 Uptake of propionate						-1	$(1 - Y_{pro})/0.57$	$(1 - Y_{pro})/0.43$					$k_{m,pr} K_p / (K_p + S_{pro}) X_{pro} I_2$
11 Uptake of acetate							-1		$(1 - Y_{ac})$				$K_{m,ac} K_p / (K_p + S_{ac}) X_{ac} I_5$
12 Uptake of hydrogen								-1	$(1 - Y_{h2})$				$K_{m,h2} K_p / (K_p + S_{h2}) X_{h2} I_1$
13 Decay of X_{su}													$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14 Decay of X_{ba}													$K_{dec,Xba} X_{ba}$
15 Decay of X_{fn}													$k_{dec,Xfn} X_{fn}$
16 Decay of X_{cd}													$K_{dec,Xcd} X_{cd}$
17 Decay of X_{ac}													$k_{dec,Xac} X_{ac}$
18 Decay of X_{pro}													$K_{dec,Xpro} X_{pro}$
19 Decay of X_{h2}													$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
20 Uptake of lactate (fer.)						$(1 - Y_{lac,f})/0.785$	$(1 - Y_{lac,f})/0.215$						$k_{m,lac,f} K_p / (K_p + S_{lac,f}) X_{lac,f} I$
21 Uptake of lactate (ox.)							$(1 - Y_{lac,o})/2$	$(1 - Y_{lac,o})/2$					$K_{m,lac,o} K_p / (K_p + S_{lac,o}) X_{lac,o} I_2$
22 Decay of $X_{lac,f}$													$k_{dec,Xlac,f} X_{lac,f}$
23 Decay of $X_{lac,o}$													$K_{dec,Xlac,o} X_{lac,o}$
24 Precipitation of Calcium													$k_p CaCO_3 (\sqrt{S_{bas}} - \sqrt{K_{sp} CaCO_3})^2$

Inhibition factors:
 $I_1 = 1 / (1 + S_{in}/K_{i1})$
 $I_2 = 1 / (1 + S_{in}/K_{i2})$
 $I_3 = 1 / (1 + S_{in}/K_{i3})$
 $I_4 = 1 / (1 + S_{in}/K_{i4})$
 $I_5 = 1 / (1 + S_{in}/K_{i5})$

ملخص :

وقد ركز هذا العمل على نمذجة عملية الهضم اللاهوائي الجاف مع الاخذ بعين الاعتبار نموذج مبسط لمراحل الهضم. في هذا العمل تم فحص ودراسة تأثير بعض العوامل الحركية على تحلل المادة. و فيما يتعلق بتأثير ثابت التحلل KDHA التحلل من الركيزة، فقد وجد أن لديه تأثير سلبي على حركية تحلل المادة حيث كلما زادت قيمة KDHA تزيد معها حركية تحلل المادة .

وفما يتعلق بتأثير معامل نقل الغاز الحيوي (الغاز ، السائل) (KLa) على حجم الغاز الحيوي المنتج أو المنقل، حيث يؤثر هذا الأخير بشكل إذ أنه كلما زادت قيمة (KLa) يزيد معها حجم الغاز الحيوي المنتج.

تمت دراسة تطورات أخرى للمادة (acétate- propionate) وقد بينت النتائج أن التنشيط يبطن إستهلاك (acétate- propionate). و فيما يتعلق بتأثير المنتج (KmXacét) على كمية استهلاك المادة وكمية إنتاج الغاز الحيوي في الحال الغازية ، فقد بينت النتائج أن زيادة (KmXacét) يسرع حركية استهلاك المادة وتليها زيادة في حركية إنتاج الغاز الحيوي. وقد كانت نفس النتائج بالنسبة للحالة السائلة .

بالإضافة إلى ذلك درسنا تأثير المنتج (KmXpro) على كمية استهلاك المادة وكمية إنتاج الغاز الحيوي في الحالة الغازية و السائلة.وقد أظهرت النتائج أن لها نفس تأثير العامل السابق (KmXacét). بعد ذلك تم فحص تأثير العامل (KLa) على حجم الغاز الحيوي في الحالتين الغازية والسائلة. و قد تبين أنه كلما زادت قيمة (KLa) ينقص حجم الغاز الحيوي في الحالة السائلة ويزيد في الحالة الغازية.

من ناحية أخرى قمنا باختبار تأثير معدل محتوى المادة الجافة على حجم الغاز الحيوي المنتج وقد كان التأثير متغيرا جدا، حيث يزيد مع زيادة قيمة معدل محتوى المادة الجافة ويصل إلي 25% و فوق هذه القيمة (مثال : 35%) نلاحظ تراجعاً في حجم الغاز الحيوي المنتج.

Abstract:

This work focused on modeling the process of dry anaerobic digestion while considering a simplified model of digestion steps. In this work, the study of the influence of some kinetic parameters on the hydrolysis of the substrate was examined. Concerning the influence of the **KDHA** hydrolysis constant on the hydrolysis of the substrate, it has been found to have a detrimental influence on the hydrolysis kinetics of the substrate where increasing the **KDHA** value increases the kinetics Of the degradation of the substrate.

Regarding the influence of the biogas transfer coefficient (liquid-gas) (**KLa**) on the volume of biogas produced or transferred, this last has a positive influence where the increase in the **KLa** value increases the volume of biogas produced.

In addition, the evolution of the substrate (acetate and propionate) without and with inhibition was studied. The results of the simulation show that the inhibition slows down the consumption of the acetate also the production and consumption of the propionate. As regards the influence of the product (**KmXacet**) on the consumption of the substrate as well as the production of biogas in the gas phase, the results show that the increase of (**KmXacet**) accelerates the consumption kinetics of the substrate and subsequently increases the kinetics of biogas production. Similarly for the liquid phase the increase of (**KmXacét**) increases the consumption kinetics of the substrate and the production of biogas.

Moreover, the influence of the product (**KmXpro**) on the consumption of the substrate and the production of the biogas in the gas phase as well as the liquid phase were examined. The results obtained show that it has the same effect as the previous parameter (**KmXacet**). Subsequently, the effect of the parameter **KLa** on the volume of the biogas in the gas phase and the liquid phase was examined. Where increasing the value of **KLa** decreases the volume of the biogas in the liquid phase and increases it in the gas phase.

On the other hand, we tested the effect of the rate of the dry matter content contained in the substrate on the volume of the biogas produced was tested and the effect was very variable where this last increases with the increase in the value of the Content of

dry matter up to 25% above this value (Exp: 35%), a decrease in the volume of the biogas produced is observed.

Résumé :

Ce travail a porté sur la modélisation du processus de la digestion anaérobie par voie sèche toute en considérant un modèle simplifié des étapes de la digestion. Dans ce travail l'étude de l'influence de quelques paramètres cinétiques sur l'hydrolyse du substrat a été examinée. Concernant l'influence de la constante d'hydrolyse K_{DHA} sur l'hydrolyse du substrat, il a été trouvé qu'elle a une influence néfaste sur la cinétique d'hydrolyse du substrat ou l'augmentation de la valeur de K_{DHA} fait augmenté la cinétique de la dégradation du substrat.

Concernant l'influence du coefficient de transfert de biogaz (liquide-gaz) (K_{La}) sur le volume du biogaz produit ou transféré, ce dernier influe positivement ou l'augmentation de la valeur du K_{La} fait augmenter le volume du biogaz produit.

De plus l'évolution du substrat (acétate et propionate) sans et avec inhibition a été étudié. Les résultats de la simulation montrent que l'inhibition fait ralentir la consommation de l'acetate ainsi que la production et la consommation du propionate. En ce qui concerne l'influence du produit ($K_{mXacét}$) sur la consommation du substrat ainsi que la production du biogaz dans la phase gazeuse, les résultats montrent que l'augmentation de ($K_{mXacét}$) accélère la cinétique de consommation du substrat et par la suite augmente la cinétique de production du biogaz. De même pour la phase liquide l'augmentation de ($K_{mXacét}$) fait augmenter la cinétique de consommation du substrat et de la production du biogaz.

De plus on a examiné l'influence du produit (K_{mXpro}) sur la consommation du substrat ainsi que la production du biogaz dans la phase gazeuse ainsi que la phase liquide. Les résultats obtenus montrent qu'il a le même effet que le paramètre précédent ($K_{mXacét}$). Par la suite l'effet du paramètre K_{La} sur le volume du biogaz dans la phase gazeuse et la phase liquide a été examiné. Ou chaque augmentation de la valeur de K_{La} fait diminuer le volume du biogaz dans la phase liquide et l'augmenter dans la phase gazeuse.

D'autre part on a testé l'effet du taux de la teneur en matière sèche contenue dans le substrat sur le volume du biogaz produit ou l'effet était très variable ou ce dernier augmente avec l'augmentation de la valeur du taux de la teneur en matière sèche jusqu'à 25% au-delà de cette valeur (Exp : 35%) on remarque une diminution du volume du biogaz produit.