

N° d'ordre : 3486

THÈSE

En vue de l'obtention du : **DOCTORAT**

Centre de Recherche : Centre de recherche en Energie

*Structure de Recherche : Équipe de semi-conducteur et technologie des capteurs
pour l'environnement*

Discipline : Physique

Spécialité : Mécanique et Energétique

Présentée et soutenue le **03/07/2021**

Par :

Rihabe BELGADA

**Modélisation mathématique et numérique de la production
de biogaz pour la valorisation énergétique des déchets
de tournesol, cas de « Maroc »**

JURY

Mr. Mohammed Ouadi BENSALAH	PES, Faculté des Sciences, Université Mohammed V- Rabat	Président
Mr. Mohamed CHERRAJ	PH, Faculté des Sciences, Université Mohammed V- Rabat	Rapporteur/Examinateur
Mr. Mohamed DRIOUICH	PH, Faculté polydisciplinaire, Université Sultan Moulay Slimane- Beni-mellal	Rapporteur/Examinateur
Mr. Mohamed TAIBI	PH, Faculté des Sciences Ain Choc, Université Hassan II, Casablanca	Rapporteur/Examinateur
Mr. Bennasser BAHRAR	PES, Ecole normale supérieure d'enseignement technique Mohammedia, Université Hassan II. Casablanca	Examinateur
Mr. Kamal GUERAOU	PES, Faculté des Sciences, Université Mohammed V- Rabat	Co-directeur
Mr. Ahmed MZERD	PES, Faculté des Sciences, Université Mohammed V- Rabat	Directeur de Thèse

Année Universitaire : **2020/2021**

« ...Sur le plan scientifique et technique, traiter efficacement une décharge demande autant d'intelligence et d'acharnement que de concevoir le Concorde.... Les chercheurs devront veiller à conserver une interaction forte avec la société. Pour cela ils devront aller au-delà.... »

Michel Combarnous

Remerciement

Ce travail a été réalisé au sein de centre de recherche en Energie à l'Equipe de Semi-conducteurs et technologie des capteurs pour l'environnement en collaboration avec l'Equipe de Modélisation Numérique et Théorique en Mécanique des Fluides et Environnement du Laboratoire de Physique Théorique de la Faculté des Sciences de Rabat.

Nous souhaitons tout d'abord remercier mon directeur de thèse le professeur Monsieur. **Ahmed MZERD**, Professeur de l'Enseignement Supérieur à la Faculté des Sciences de Rabat et Responsable de l'Equipe de Semi-conducteurs et technologie des capteurs pour l'environnement. De m'avoir accueilli au sein de son équipe, m'offrant de fait l'opportunité de poursuivre en thèse sur un sujet pluridisciplinaire qui répondait à mes attentes.

Un très grand merci avec un hommage particulier à mon encadrent et co-directeur de thèse le professeur Monsieur. **Kamal GUERAOUI**, Professeur de l'Enseignement Supérieur à la Faculté des Sciences de Rabat et Responsable de l'Equipe de Modélisation en Mécanique des Fluides et Environnement, qui nous a encadré avec patience durant la réalisation de ce travail. Leurs conseils nous ont été bien utiles, notamment pour la rédaction de ce mémoire.

Je suis très sensible à l'honneur que me fait Monsieur. **Mohammed Ouadi BENSALAH**, Professeur de l'Enseignement Supérieur à la faculté des sciences de Rabat, en acceptant la présidence du jury, malgré ses multiples occupations et ses nombreuses charges. Qu'il veuille trouver ici, l'expression de ma gratitude pour l'intérêt qu'il a porté à mon travail.

Je remercie vivement Monsieur. **Benasser BAHRAR**, Professeur de l'enseignement supérieur à l'ENSET de Mohammedia, pour l'intérêt qu'il a porté à ce travail, pour avoir accepté d'être rapporteur et d'avoir consacré une partie de son temps à l'analyse de mon travail.

Je suis très sensible à l'honneur que me fait **Monsieur Mohammed CHERRAJ**, Professeur à la Faculté des Sciences de Rabat, pour l'intérêt qu'il a porté à ce travail et pour avoir accepté de siéger parmi les membres de jury.

Je suis très sensible à l'honneur que me fait Monsieur **Mohammed TAIBI**, Professeur de l'Enseignement Supérieur à la Faculté des Sciences de Casablanca, pour l'intérêt qu'il a porté à ce travail et pour avoir accepté de siéger parmi les membres de jury.

Je suis également très reconnaissant envers Monsieur. **Mohamed DRIOUICH**, Professeur à la faculté poly disciplinaire de Beni-mellal, pour avoir accepté de faire partie de ce jury.

Enfin nous tenons à remercier l'ensemble de mes collègues du laboratoire en particulier. H. Benbih, M. Mahboub, A. Bounouar. Je tiens également à remercier le corps administratif, technique et professoral de la faculté des sciences de Rabat.

Résumé :

Ce travail est consacré à établir un code numérique pour modéliser et simuler le phénomène de la valorisation énergétique et la production de biogaz à partir des déchets de tournesol. Nous avons d'abord modélisé des trajectoires d'un bioréacteur et procédé à la détermination de leurs caractéristiques (longueurs et hauteurs).

Notre recherche est basée sur la modélisation numérique de la valorisation énergétique de la litière de tournesol, nous aborderons cette étude par un modèle mathématique, basé sur l'équation de l'énergie, l'équation de conservation de la masse et les équations empiriques de Van-Genuchten. On considère le bioréacteur comme un milieu réactif poreux, la nature des déchets est de tournesol, le milieu est poreux à porosité constante, l'utilisation des lois de pression capillaire et de perméabilité, le gaz est parfait, les fluides (gaz, liquides) sont Newtonien modélisé par la loi d'Arrhenius, les liquides sont immiscibles et incompressibles, l'écoulement est laminaire et décrit par la loi de Darcy généralisée. Nous avons exploité la méthode des volumes finis et la méthode de Gauss-Seidel pour la résolution numérique des équations. Notre modèle peut également être utilisé pour simuler simultanément le comportement biologique et hydraulique des bioréacteurs et contribuer à une meilleure compréhension des processus qui se produisent pendant le temps de stabilisation et lors de la recirculation des lixiviats des déchets de tournesol.

Mots clefs : Valorisation énergétique, Déchets, Tournesol, Biogaz, Modélisation.

Abstract :

This work is devoted to establishing a digital code to model and simulate the phenomenon of energy recovery and the production of biogas from sunflower waste. We first modeled the trajectories of a bioreactor and proceeded to determine their characteristics (lengths and heights).

Our research is based on the numerical modeling of the energy recovery of sunflower litter, we will approach this study by a mathematical model, based on the energy equation, the mass conservation equation and the empirical equations of Van-Genuchten. We consider the bioreactor as a porous reactive medium, the nature of the waste is sunflower, the medium is porous with constant porosity, the use of the laws of capillary pressure and permeability, the gas is perfect, the fluids (gases, liquids) are Newtonian modeled by Arrhenius' law, liquids are immiscible and incompressible, flow is laminar and described by generalized Darcy's law. We used the finite volume method and the Gauss-Seidel method for the numerical resolution of the equations. Our model can also be used to simultaneously simulate the biological and hydraulic behavior of bioreactors and contribute to a better understanding of the processes that occur during the stabilization time and during the recirculation of leachate from sunflower waste.

Keywords: Energy recovery, Waste, Sunflower, Biogas, Modeling

Liste des publications :

1. **RIHABE. BELGADA**, KAMAL GUERAOU, A. MZERD, M. BELLAHKIM, H. BENBIH. « A BIOLOGICAL DEGRADATION MODEL OF SUNFLOWER WASTE WITH COMPARISON OF THE GROWTH PROFILES OF MICROORGANISMS BETWEEN THE MEAL AND THE COMPLETE SUNFLOWER SEED » VOL 8, N° 3,P 107-117, (2020).
2. **RIHABE BELGADA**, KAMAL GUERAOU, AHMED MZERD, MOHAMMED TAIBI, SIHAM OUHIMMOU, HAMID BENBIH, « MATHEMATICAL AND NUMERICAL MODELING OF ENERGY RECOVERY OF SUNFLOWER WASTE », VOL 7, N° 5, DOI: [HTTPS://DOI.ORG/10.15866/IREA.V7I5.17707](https://doi.org/10.15866/IREA.V7I5.17707) , (2019).
3. MOHAMED AMINE BELLAHKIM, KAMAL GUERAOU, MOAD MAHBOUB, MOHAMED TAIBI, **RIHAB BELGADA**, GERALD DEBENEST, « APPLICATION OF THE IWA ANAEROBIC DIGESTION MODEL (ADM1) FOR THE VALORIZATION OF MAIZE RESIDUES IN MOROCCO », DOI: [HTTPS://DOI.ORG/10.15866/IREA.V7I6.17936](https://doi.org/10.15866/IREA.V7I6.17936), VOL7, N° 6, (2019).

Liste des communications :

1. **RIHABE BELGADA**, KAMAL GUERAOU, AHMED MZERD, « MODELISATION MATHEMATIQUE ET NUMERIQUE DE LA PRODUCTION DE BIOGAZ POUR LA VALORISATION ENERGETIQUE DE DECHET DE TOURNESOL », 14^{EME} CONGRES DE MECANIQUE, ENSET RABAT, COMMUNICATION ORALE, 16 AVRIL 2019.
2. **R. BELGADA**, K. GUERAOU, A. MZERD, « NUMERICAL MODELING OF ENERGETIC VALORIZATION BY METHANISATION OF SNFLOWER WASTE », THE 6TH INTERNATIONAL SYMPOSIUM ENVIRONMENT & SUSTAINABLE DEVELOPMENT, COMMUNICATION ORALE, RABAT, 6TH ISESD 2019.
3. **RIHABE BELGADA**, KAMAL GUERAOU, AHMED MZERD, « MATHEMATICAL AND NUMERICAL MODELING OF ENERGY RECOVERY OF SUNFLOWER WASTE », AT THE INTERNATIONAL CONGRESS – VARENA 2019 – VALORIZATION OF NATURAL RESSOURCES FROM SCIENTIFIC RESEARCH TO SOCIO-ECONOMIC FEASIBILITY, RABAT, 26TH-28TH JUNE 2019.

Liste des symboles utilisés

K_{ip}	: Perméabilité intrinsèque [m^2]
K_{rp}	: Perméabilité relative [m^2]
μ_p	: Viscosité dynamique de chaque phase [Pa s]
ρ_p	: Density of each phase [$Kg\ m^{-3}$]
P_p	: Pressure of each phase [Pa]
S_l	: Liquid saturation
M_g	: Molecular mass [$Kg\ mol^{-1}$]
R	: Universal gas constant [$J\ mol^{-1}\ K^{-1}$]
ϕ	: Porosity of the medium
$\vec{g}$	: The gravitational force [$m\ s^{-2}$]
A_i	: Waste fraction
C_g	: Potential for biogas production [$m^3\ kg^{-1}$]
α_g	: Term of biogas production
V_p	: Fluid velocity [$m\ s^{-1}$]
Q_v	: Volume flow rate [$W\ m^{-3}$]
ρC_p	: Volume heat capacity [$J\ m^{-3}\ K^{-1}$]
T	: Temperature [K]
ρC_p^*	: Equivalent volume heat capacity [$J\ m^{-3}\ K^{-1}$]
λ^*	: Thermal conductivity [$W\ m^{-1}\ K^{-1}$]
$\lambda_i\ t$	: Kinetic constant of biogas generation [s^{-1}]

K_{hi}	: Hydrolysis constant [s^{-1}]
C_S	: Solid carbon content [$kg\ m^{-3}$]; $i=1, 2, 3$ ($i=1$: fast, $i=2$: medium, $i=3$: slow)
C_L	: Dissolved carbon concentration [$kg\ m^{-3}$]
C_{BA}	: Acidogenic biomass concentration [$kg\ m^{-3}$]
C_{AC}	: Carbon content of acetate [$kg\ m^{-3}$]
C_{BM}	: Concentration of methanogenic biomass [$kg\ m^{-3}$]
C_{CO_2}	: Carbon dioxide content [$kg\ m^{-3}$]
C_{CH_4}	: Methane content [$kg\ m^{-3}$]
β_{hi}	: First-order kinetic constant of Component i [j^{-1}]
β_{SM}	: Substrate half constant concentration of methanogenic biomass [$kg\ m^{-3}$]
β_{SA}	: Constant half of the substrate concentration for acidogenic biomass [$kg\ m^{-3}$]
β_{dA}	: Constant mortality acidogenic biomass [j^{-1}]
β_{dM}	: Constant mortality, methanogenic biomass [j^{-1}]
δ_A	: Maximum specific growth rate of the acidogenic biomass [j^{-1}]
δ_M	: Maximum specific growth rate of the methanogenic biomass [j^{-1}]
φ_A	: Mass of acidogenic biomass produced by mass of carbon used [$kg\ kg^{-1}$]
φ_M	: Mass of the methanogenic biomass produced by used mass acetate [$kg\ kg^{-1}$]
φ_{AC}	: Performance coefficients of acetate Carbon [$kg\ kg^{-1}$]
φ_{CH_4}	: Coefficient of performance of methane Carbon [$kg\ kg^{-1}$]

Liste des tableaux

Tableau 1 : Thermodynamique des réactions de β -oxydation des acides gras par les microorganismes	12
Tableau 2 : Fractionnement de la DCO des eaux usées traitées dans différentes STEP	15
Tableau 3 : Potentiel méthanogène de co-produits liquides (Moletta, 2008) [9]	16
Tableau 4 : Comparatif des différentes technologies des fermenteurs	29
Tableau 5 : Comparaison des procédés de la digestion à une et deux étapes.....	30
Tableau 6 : Comparaison des temps de rétention hydraulique (TRH) et des charges organiques (OLR) à différents régimes de température et différents taux d'humidité lors du traitement d'ordures ménagères triées mécaniquement (Mata-Alvarez, et al 2000).....	31
Tableau 7 : Comparaison des régimes mésophiles et thermophiles	32
Tableau 8 : Caractéristiques techniques des principaux procédés industriels	33
Tableau 9 : La composition chimique massique et atomique des déchets de tournesol (tourteaux).....	45
Tableau 10 : La composition chimique massique et atomique des déchets de tournesol (complet).....	45
Tableau 11 : Paramètres thermiques et biologiques des déchets du modèle de type I	87
Tableau 12 : Paramètres thermiques et biologiques des déchets du modèle de type II	90

Liste des figures

Figure 1 : Les étapes de la digestion anaérobie (Grossin, 2011).....	8
Figure 2 : Principe de la méthanisation (source methaneo)	9
Figure 3 : Fractionnement de la matière organique: modèle ASM1 (Activated Sludge Model n°1)	15
Figure 4 : Digesteur type infiniment mélangé (a), digesteur à support mécanique à flux ascendant (b) et digesteur piston (c).....	25
Figure 5 : Schéma d'un digesteur infiniment mélangé : a) mécaniquement par pâles, b) par compression et recirculation du biogaz, c) par recirculation du milieu. A : alimentation, S : sortie, G : biogaz.	26
Figure 6 : Schéma d'un digesteur contact ou la rétention est assurée par a) décanteur, b) membrane, A : alimentation, S : sortie, G : biogaz.	27
Figure 7 : Exemple de support mobile ; le Bioflow TM	29
Figure 8 : Schéma de principe des principales technologies de digesteur par voie sèche. (1) à recirculation de digestat, (2) à recirculation de biogaz, (3) digesteurs pistons horizontaux	34
Figure 9 : Fonction empirique d'humidité (Gil Diaz).....	36
Figure 10 : Allure des perméabilités relatives	38
Figure 11 : Quelques stades repères du tournesol (CETIOM 2002).....	41
Figure 12 : Cycle de tournesol.....	43
Figure 13 : SEM image of sunflower tournament waste	44
Figure 14 : SEM image of sunflower waste.....	44
Figure 15 : Superficie de tournesol au Maroc (2012/2013)	46
Figure 16 : Production de tournesol au Maroc (2012/2013).....	46
Figure 17 : Superficies de tournesol au Maroc (2013/2014)	47
Figure 18 : Production de tournesol au Maroc (2013/2014).....	47
Figure 19 : Superficies de tournesol au Maroc (2014/2015)	48
Figure 20 : Production de tournesol au Maroc (2014/2015).....	48
Figure 21 : Superficies de tournesol au Maroc (2015/2016)	49
Figure 22 : Production de tournesol au Maroc (2015/2016)	49
Figure 23 : Les différentes étapes de modèle type II.	65
Figure 24 : Profil de saturation en fonction du temps et de l'altitude.....	92
Figure 25 : Profil de saturation en fonction du rayon	92
Figure 26 : Volume de biogaz en fonction du temps et de l'altitude	93
Figure 27 : L'évolution du volume de biogaz en fonction du temps et de l'altitude.	93
Figure 28 : La densité de biogaz en fonction de l'altitude.....	94
Figure 29 : La masse de déchets en fonction du temps et de l'altitude	94
Figure 30 : La masse de déchets en fonction du temps et de l'altitude	95
Figure 31 : Profil de température en fonction du temps et de l'altitude	95
Figure 32 : Variation du profil de température en fonction du temps et de l'altitude.....	96
Figure 33 : Profil de la production de biogaz en fonction du temps	96
Figure 34 : Profil de la teneur en carbone en fonction du temps (tourteau de tournesol).....	97
Figure 35 : Profil de la teneur en carbone en fonction du temps.....	97
Figure 36 : Profil de teneur en liquide organique biologique en fonction du temps (tourteau de tournesol).	98
Figure 37 : Profil de la teneur en liquide organique en fonction du temps.....	98

Figure 38 : Profil de la teneur en biomasse acidogène en fonction du temps (tourteau de tournesol).	99
Figure 39 : Profil de la teneur en biomasse acidogène en fonction du temps.	99
Figure 40 : Profil de la teneur en acétate en fonction du temps (tourteau de tournesol).	100
Figure 41 : Profil de la teneur en acétate en fonction du temps.	100
Figure 42 : Profil de la teneur en biomasse méthanogène en fonction du temps.	101
Figure 43 : Profil de la teneur en méthane en fonction du temps (tourteau de tournesol).	101
Figure 44 : Profil de la teneur en méthane en fonction du temps.	102
Figure 45 : Profil de la teneur en gaz carbonique en fonction du temps (tourteau de tournesol).	102
Figure 46 : Profil de la teneur en dioxyde de carbone en fonction du temps.	103
Figure 47 : Profil de la teneur en dioxyde de carbone en fonction du temps.	103
Figure 48 : Profil de la teneur en méthane en fonction du temps.	104

Table des matières

Introduction Générale	1
Chapitre 1 : Généralités	4
A. Introduction	5
1. Histoire de la fermentation méthanique ou digestion anaérobie :.....	5
2. La pyrolyse :	6
3. Processus biologique :	7
3.1. La digestion anaérobie	7
3.2. La méthanisation	9
B. Les étapes de la digestion anaérobie	10
1. Hydrolyse :	10
2. Acidogénèse :	11
3. Acétogénèse :	11
4. Méthanogénèse :	13
C. La méthanisation des déchets liquides	14
1. Origine des déchets liquides	14
2. Caractéristique des déchets liquides	14
2.1. La teneur en matière organique des déchets liquides	14
2.2. Le pH	16
2.3. Le potentiel méthanogène des déchets liquides	16
3. Le temps de séjour hydraulique	17
4. Le ratio C/N	18
5. La température	18
6. Inoculation	18
D. Méthanisation des déchets solides	19
1. Origine des déchets solides	19
2. Caractéristiques des déchets solides	19
2.1. La teneur en matière organique des déchets solides	19
2.2. Mesure de la DCO des déchets solides	19
2.3. Potentiel méthanogène des déchets solides	20
3. Temps de séjour des solides	20
4. Le ratio C/N	20
5. La température	21
6. L'inoculation	21
7. Paramètres importants pour la méthanisation des solides	21

7.1. La taille des substrats	22
7.2. Le taux de matière sèche	22
7.3. La température	22
7.4. L'alimentation du milieu réactionnel	23
E. Les paramètres inhibiteurs de la digestion anaérobie	23
1. PH.....	23
2. Alcalinité.....	23
3. Acides gras volatils (AGV).....	24
4. DCO.....	24
5. Les produits azotés	24
F. Technologie de la digestion anaérobie.....	25
1. Types de réacteurs.....	25
2. Types de réacteurs pour la méthanisation liquide	26
2.1. Digesteurs infiniment mélangés.....	26
2.2. Digesteurs à contact.....	27
2.3. Réacteurs UASB	27
2.4. Réacteurs à support mobile.....	28
2.5. Comparaison entre différentes technologies.....	29
3. Types de réacteurs pour la méthanisation des solides (voie sèche)	30
3.1. Digestion à une ou deux étapes.....	30
3.2. Digestion thermophile ou mésophile.....	30
3.3. Les procédés industriels de digestion anaérobie par voie sèche	32
4. Modes de digestion.....	34
4.1. Le fonctionnement en mode continu	34
4.2. Le fonctionnement en mode discontinu ou batch	34
4.3. Le fonctionnement en mode séquentiel ou fedbatch.....	34
G. Les propriétés du bioréacteur.....	35
1. La porosité	35
2. La masse volumique-densité.....	35
3. Degré de saturation.....	35
4. L'humidité	35
5. Teneur en eau	36
6. La pression capillaire.....	37
7. La perméabilité relative	38
8. La conductivité hydraulique	39
H. Généralité sur le tournesol	40

1. Utilisation.....	40
2. Botanique, écophysiologie et composition de tournesol	41
2.1. Caractères généraux de la plante.....	41
2.2. Le cycle de tournesol.....	42
3. Composition atomique et massique de tournesol.....	44
4. Production et superficie de tournesol au Maroc.....	46
4.1. Statistique de tournesol 2012/2013	46
4.1.1. Superficies 2012/2013	46
4.1.2. Production 2012/2013.....	46
4.2. Statistique de tournesol 2013/2014	47
4.2.1. Superficies 2013/2014	47
4.2.2. Production 2013/2014.....	47
4.3. Statistique de tournesol 2014/2015	48
4.3.1. Superficies 2014/2015	48
4.3.2. Production 2014/2015.....	48
4.4. Statistique de tournesol 2015/2016	49
4.4.1. Superficies 2015/2016	49
4.4.2. Production 2015/2016.....	49
Conclusion	51
Chapitre 2: Formulation Mathématique	52
Introduction.....	53
A. Dégradation de déchets et production de biogaz	54
1. les phases de dégradation des déchets :.....	54
1.1. Phase aérobie	54
1.2. Phase anaérobie.....	54
1.3. la phase méthanogène accélérée	56
1.4. la phase méthanogène ralentie	56
B. Loi de darcy généralisé	57
1. Equation de conservation de la masse	57
1.1. La phase liquide	57
1.2. La phase gazeuse.....	58
C. Equation d'énergie	60
D. Modèles de dégradation de déchets et de production de biogaz	61
1. Modèle de dégradation type 1	61
1.1. Dégradation des déchets	61
1.2. La production de biogaz	62

1.3. Modèle développé de type 1 :	63
2. Modèle de dégradation type 2	64
2.1. Modèle développé de type II	65
2.2. Modèle d'El-Fadel.....	65
2.3. production de biogaz	65
Conclusion :	68
Chapitre 3 : Méthode de résolution.....	69
Introduction	70
A. Les méthodes numériques	71
1. Méthode des différences finis (MDF)	71
2. Méthode des éléments finis (MEF)	71
3. Méthode des Volumes Finis (MVF).....	72
B. Maillage.....	73
C. Discrétisation.....	74
1. Conservation de la masse.....	74
2. Bilan d'Energie	76
3. Méthode de double balayage	77
4. les équations de la production de biogaz	78
Conclusion	85
Chapitre 4: Résultats et discussions	86
Introduction.....	87
A. Paramètres thermiques et biologiques	87
1. Paramètres thermiques et biologiques du modèle de type I	87
2. Paramètres thermiques et biologiques du modèle de type II	88
B. Méthode et processus de résolution	91
1. Test de convergence	91
2. Données du programme	91
C. Résultats et interprétations	92
1. Déchets de tournesol, Mode I :	92
2. Déchets de tournesol, Mode II	97
Conclusion générale	105
Bibliographie.....	108

Introduction Générale

Avec le réchauffement climatique et ses conséquences néfastes sur le devenir de l'écosystème, les termes gestion des déchets et protection de l'environnement sont devenus des préoccupations majeures du monde entier durant ces deux dernières décennies. La réflexion en termes d'énergies renouvelables et la préservation de l'environnement sont devenues des enjeux incontournables dans toute politique environnementale.

En s'engageant de plein pied dans un processus de développement durable et dans une politique environnementale, le Maroc se met en synergie avec un ensemble de défis qu'il porte de relever pour ainsi répondre positivement à ses engagements internationaux en matière de lutte contre le réchauffement climatique et la réduction de ses effets, et de participer concrètement pour faire sa juste part par des efforts mondiaux visant à contenir le réchauffement en dessous de 2°celsius d'ici la fin du siècle et une baisse de 13% de ses émissions de gaz à effet serre à l'horizon de 2030.

Dans le cadre de sa politique environnementale, le secrétariat d'état chargé du développement durable a organisé une conférence nationale sur le thème « Action climat Maroc 2017 ». Le but de cette importante manifestation est de rappeler les résultats de la COP22 et de faire le point sur les négociations climatiques ainsi que l'Agenda de l'action sous-jacente, mais aussi d'ouvrir un débat institutionnel sur moyens de mise en œuvre selon un schéma directeur national cohérent et intègre tenant compte des objectifs de notre société et ses aspirations en matière des énergies renouvelables et susceptible d'impliquer des différents secteurs et partenaires concernés par cette politique.

Les atouts des énergies renouvelables sont multiples et incontestables, d'une part elles contribuent à accroître l'autonomie énergétique des approvisionnements en énergie en fournissant des moyens de production locale et d'autre part elles ont un effet positif sur l'environnement.

La technique de la digestion anaérobie conduit, par l'action de micro-organismes à la production de biogaz, qui est une forme énergétique peut être valorisée dans plusieurs domaines. La production du biogaz se décline à partir de ressources variées : la méthanisation d'ordures ménagères, la digestion des boues de stations d'épuration, la méthanisation de résidus et déchets agricoles, etc.

Dans une logique environnementale et énergétique, la production de biogaz via la co-digestion anaérobie des produits solides, réduit l'émission de gaz à effet de serre dans l'atmosphère par la réduction du volume de déchets mis en ISDND¹. De plus ce processus biologique contribue à l'économie des énergies fossiles, qui coutent très chère pour notre pays, et permet d'obtenir des énergies renouvelables dites « énergies vertes ».

Donc ce processus de bio méthanisation trouve son intérêt dans ce mode de valorisation des déchets organiques qui nous permet via leur dégradation d'obtenir de l'énergie et d'autre part la digestion anaérobie permet la stabilisation des déchets organiques sous forme d'un digestat qui possède un fort pouvoir fertilisant conditionnée par plusieurs paramètres environnementaux.

La technique de la digestion anaérobie requiert une meilleure connaissance des facteurs influent ce processus de méthanisation si ces paramètres sont désormais bien connues, leurs effets demeurent néanmoins difficilement qualifiables en raison de leur interdépendance. (Aran, 2000)[1]. Ces paramètres sont le lixiviat, la température et l'humidité des déchets (Fraquhar et Rover, 1973) [2].

Outre l'introduction et la conclusion générale de notre thèse sera articulée autour de quatre chapitres.

Nous aborderons tout au début de cette thèse, les recherches bibliographiques sur l'état des connaissances de la méthanisation des déchets solides. Une étude comparative des différentes approches relative aux méthodes d'exploitations des digestions anaérobie, s'avère importante pour mieux cerner les modèles relatives aux phénomènes hydrauliques, Biologiques et thermiques ainsi que leur interaction et leur influence pour aboutir à une explication des différentes étapes de la digestion anaérobie à savoir l'hydrolyse, l'acidogène, l'acétogène et la méthanogène.

La deuxième chapitre sera consacrée à la présentation de la formulation mathématique permettant de d'écrire l'écoulement diphasique des fluides non miscibles (liquide et gaz) et du transfert de chaleur basé sur les équations de conservation de masse, de l'énergie, de la loi de Darcy et la cinétique de dégradation des déchets solides.

Dans le troisième chapitre nous présenterons les méthodes numériques que nous avons choisies pour résoudre notre problème.

Le chapitre quatre sera réservé à l'analyse et l'interprétation des résultats obtenus pour le cas étudié.

Notre manuscrit est achevé par une conclusion générale dans laquelle sera rappelé les objectifs fixés et les résultats obtenus.

¹ : Installation de stockage des déchets non dangereux

Chapitre 1 : Généralités

A. Introduction

1. Histoire de la fermentation méthanique ou digestion anaérobie :

La digestion anaérobie ou méthanisation est un processus naturel biologique de dégradation de la matière organique en gaz carbonique et méthane par des micro-organismes en absence d'oxygène, c'est de la dégradation anaérobie. Ce processus se retrouve dans de nombreux écosystèmes naturels (sols, sédiments, rizières,...) et dans les tubes digestifs d'animaux, en particulier les ruminants (Brauman et coll, 2008) [1]. On trouve les premières traces d'utilisation de biogaz pour chauffer les eaux des bains en Assyrie au 10^{ème} siècle avant Jésus Christ. Jan Baptista Van Helmont démontre au 17^{ème} siècle que la décomposition de la matière organique produit un gaz inflammable. En 1776, Alessandro volta remarque la présence d'un gaz émis par les vases en putréfaction d'un marais et démontre qu'il s'agit un gaz combustible qu'il appellera par la suite « gaz des marais ». Il mettra en évidence la relation directe entre la quantité de matière organique décomposée et quantité de gaz produit.

Ce phénomène sera étudié dès le début du 19^{ème} siècle (Adler, 2009) [2]. Et fera par la suite, l'objet de nombreuses études en Europe. En 1808, Sir Humphry Davy prouve que du méthane est présent dans les gaz produits lors de la décomposition de lisiers. Au milieu du 19^{ème} siècle, Pasteur montre que l'origine de ce gaz est une fermentation d'origine bactérienne. La première installation industrielle a été réalisée en 1859, à Bombay de Inde (Meynell, 1976) [3]. Une unité industrielle sur une station d'épuration est également mise en œuvre en 1895 à Exeter en Grande Bretagne, le biogaz y est utilisé pour l'éclairage public. Les mécanismes biologiques à l'origine de la production de biogaz seront décrits dans le détail par Buswell dans les années 1930.

La méthanisation en tant que technologie d'épuration des eaux usées, telle que nous connaissons aujourd'hui, sera mise en œuvre sur la station d'épuration de Lawrence aux Etats Unis d'Amérique, puis à Birmingham en Angleterre en 1906 (Couturier, 2004) [4]. Dès 1913, une station d'épuration en Allemagne va mettre en pratique le chauffage et le brassage des digesteurs, ainsi que la production d'électricité grâce au gaz de la digestion. C'est en 1920, que la première station d'épuration en Allemagne livre son surplus de gaz au réseau municipal de gaz. Dans les années 1940, on observe que l'ajout des résidus gras augmente la production de biogaz.

Le procédé connaît un fort développement lors de la seconde guerre mondiale, pour suppléer le manque de carburants. Il retombe dans l'oubli dans les années 50 et 60 avec l'arrivée de sources énergétiques fossiles moins coûteuses et plus simples d'utilisation. Les divers chocs pétroliers relancent la recherche des solutions alternatives aux énergies fossiles et l'activité du biogaz permettant le développement de fermenteurs dans le domaine agricole. Au début des années 80, la France s'intéresse à la méthanisation de lisier, une certaine d'installations environ sera créée. Dans les années 90, la co-digestion de lisier et résidus végétaux se développe en Allemagne (méthanisation « à la ferme »).

2. La pyrolyse :

La pyrolyse est une décomposition thermique qui se fait sous vide, en l'absence d'oxygène ou d'autres comburants. C'est un ensemble de réarrangements chimiques de processus complexes définis avec peu de précisions jusqu'à nos jours. Les réactions produites sont en grande partie endothermiques et exothermiques à certains stades. La quantité, la composition et les propriétés des produits de pyrolyse varient en fonction des conditions opératoires notamment la température, le temps de séjour et la vitesse de chauffage.

D'un point de vue expérimental, on distingue deux grands types de pyrolyse :

- ↳ la pyrolyse lente associée à des faibles vitesses de chauffe de 10 à 20°C/min, des températures inférieures à 600°C et un temps de séjour de 60 minutes environ.
- ↳ la pyrolyse rapide dite aussi pyrolyse flash associée à des vitesses de chauffe de 300 à 800°C/min et des températures comprises entre 650°C et 850°C pour un temps de séjour de 1 à 10 minutes environ [6].

3. Processus biologique :

3.1. La digestion anaérobie

La digestion anaérobie conduit, par l'action de micro-organismes, à la transformation des molécules organiques en dioxyde de carbone et en méthane. Cette transformation fait intervenir successivement quatre populations microbiennes. Les processus de dégradation mis en jeu sont complexes et les différentes populations de micro-organismes travaillent en série (Farquhar et Rovers, 1973, Barlaz, Ham et al. 1990) [7]. Ce processus de dégradation se déroule en quatre étapes (Hydrolyse, acidogénèse, acétogénèse, méthanogénèse) (Figure1) bien connues et décrites dans la littérature (Addou, 2009) [8] (Moletta, 2008)[9](Görisch et Helm, 2008)[10] (La Farge, 1995)[11].

L'étape d'hydrolyse est la première étape qui permet, sous l'effet de bactéries hydrolytiques, la transformation de la matière organique complexe en matière organique simple et soluble. Lors de l'acidogénèse, les populations bactériennes présentes lors de cette étape convertissent par fermentation les composés organiques simples de l'hydrolyse en alcools, acides gras volatils (AVG) et azote ammoniacal. L'acétogénèse correspond à l'étape durant laquelle les molécules d'AVG sont scindées afin d'être transformées en acétate, en dioxyde de carbone et en hydrogène.

Enfin, le processus de digestion anaérobie se clôture par l'étape de méthanogénèse conduisant à la formation de méthane et de dioxyde de carbone par deux voies métaboliques principales (acétoclaste et hydrogénotrophe). Il est généralement admis que 65% à 70% du méthane provient de la dégradation de l'acétate et que les 30-35% restant proviennent de la transformation de l'hydrogène et du dioxyde de carbone (Thauer, Jungermann et al, Tholozan 1988 ; Pavlostathis et Giraldo-Gomez, 1991 ; El-Fadel, Findikakis et al 1996 ; Conrad 1999) [12].

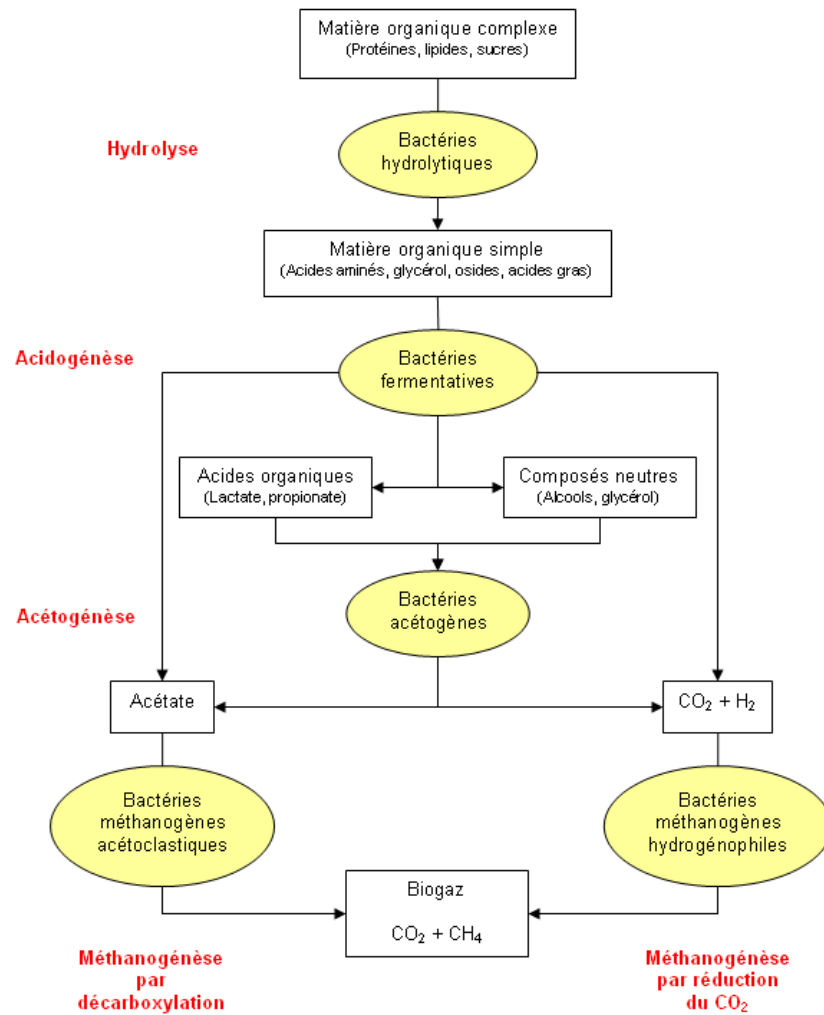


Figure 1 : Les étapes de la digestion anaérobie (Grossin, 2011) [13]

3.2. La méthanisation

La digestion anaérobie est une réaction naturelle qui peut être reproduite de façon contrôlée au sein d'un méthaniseur ou digesteur : on parle alors de la méthanisation. Cette dernière peut être comparée à celle que l'on retrouve au niveau de l'appareil digestif des ruminants (Figure 2), un apport d'une ration équilibrée (matière organique complexe + eau) au sein du rumen (en condition étanche, anaérobie, brassé et chauffée) permet la mise en place des populations bactériennes nécessaires à la digestion anaérobie. Cette réaction aboutit la production de biogaz (méthane et dioxyde de carbone) ainsi qu'à des fertilisants sous forme de déjections animales. Un méthaniseur est un outil technologique permettant de reproduire en conditions contrôlées les étapes de digestion anaérobie décrites précédemment, aboutissant également à la production de biogaz et de résidus liquides ou pâteux fertilisants appelés digestats.

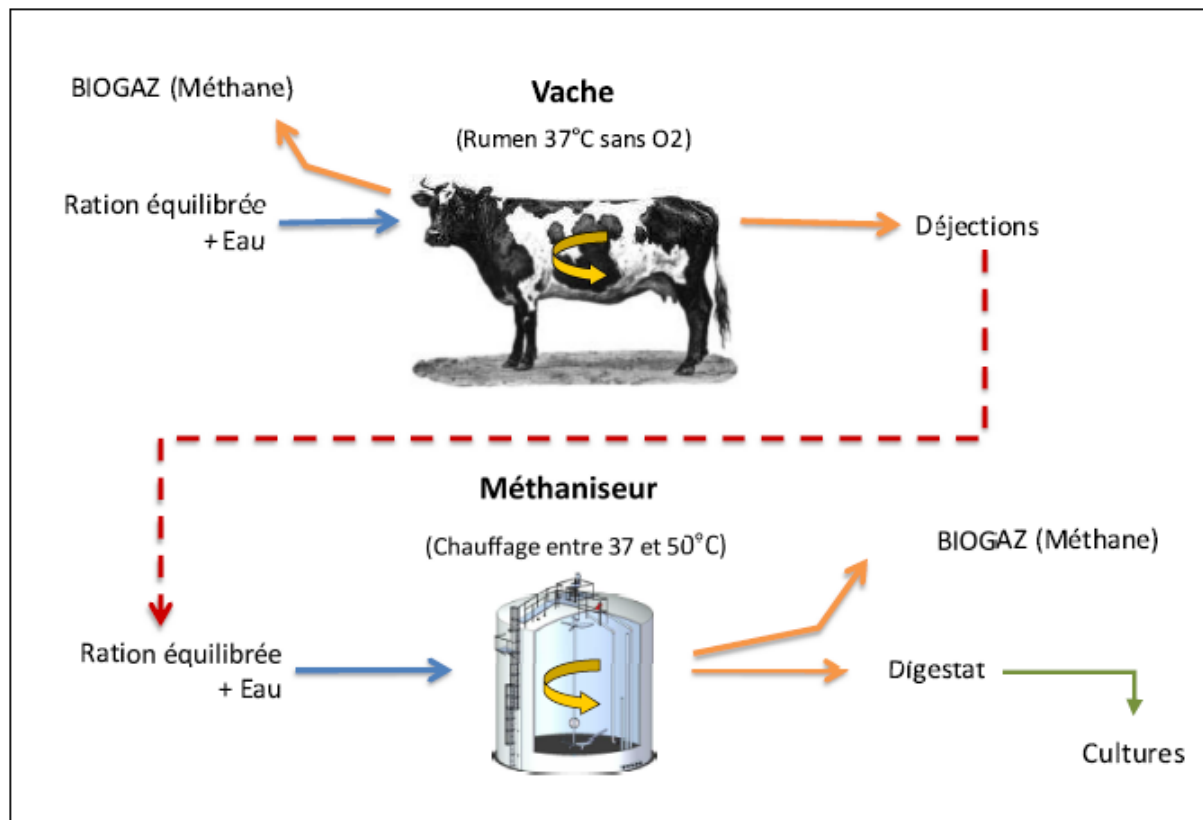


Figure 2 : Principe de la méthanisation (source methaneo) [14]

La transformation par méthanisation de la matière organique au sein de digesteurs présente de nombreux avantages tels que la réduction de la charge organique, la réduction des impacts environnementaux, la réduction des odeurs et des risques pathogène ainsi qu'un bilan énergétique favorable grâce aux débouchés possible de valorisation du biogaz (Addou, 2009) [8].

A l'issue de la méthanisation, l'azote sera principalement sous forme minérale (45-75% d'ammonium), rapidement exploitable par les végétaux. Les 25 – 55% restant sous forme organique. Toutefois, le risque de pertes gazeuses de cet azote sous forme ammoniacale est très important (jusqu'à près de 70% de la quantité de NH_4^+ épandue, si les conditions et quantités d'épandage ne sont pas optimales (ADEME, 2011) [15].

Le digestat peut être épandu sous différentes formes : en tant que digestat brut, ou après une séparation de phase permettant de valoriser une phase solide composée principalement de fibres solides, d'azote organique et de phosphore, et une phase liquide contenant la majeure partie de l'azote ammoniacal. De nombreuses études ont mis en évidence l'intérêt du digestat dans la fertilisation des cultures (Féménias, 2008) [16] ; (Toine Bakx et al.2009) [17]. Le digestat présente également un certain nombre d'intérêts sanitaires, en particulier un abattement très important des molécules odorantes des produits méthanisés (Pain B.F et al, 1990)[18] ainsi que la destruction des adventices et pathogènes (Marache,1974)[19] ;(Solagro, 2002)[20] contenus dans les biomasses digérées (Tolo,2014)[21].

B. Les étapes de la digestion anaérobie

1. Hydrolyse :

L'hydrolyse est le premier des quatre principaux processus biochimiques de la

Méthanisation durant laquelle les biopolymères (protéines, lipides, hydrates de carbone,...) sont hydrolysés en monomères et oligomères hydrosolubles grâce à des enzymes extracellulaires excrétées par des microorganismes hydrolytiques (Goel, *et al.* 1998, Sanders, *et al.* 2000, Zhang, *et al.*, 2007) [22]. 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.

✚ Les hydrates de carbone de type cellulose ou hémicellulose sont convertis en monosaccharides de types glucose, galactose, fructose (Tong, *et al.*, 1990) [23]. Malgré cela, la cellulose est très résistante à la biodégradation et à l'hydrolyse à cause de son attachement avec les autres constituants de la biomasse tels que l'hémicellulose ou la lignine (Peres, *et al.*, 1992) [24] et à cause de sa structure tridimensionnelle. La lignine

est partiellement hydrolysable en différents composés aromatiques qui peuvent être eux-mêmes utilisés par certaines bactéries mais elle est considérée comme quasiment non biodégradable en conditions anaérobies (Peres, *et al.*, 1992) [24].

- ✚ Les protéines sont converties en acides aminés (Batstone, *et al.*, 2002) [25] ainsi qu'en polypeptides et ammoniums (Sanders, 2001) [26].
- ✚ Les lipides sont dissociés principalement en acides gras à longues chaînes libres et glycérol (Batstone, *et al.*, 2002, Cirne, *et al.*, 2007) [27].

La phase d'hydrolyse de la biomasse lignocellulosique est souvent considérée comme étant l'étape débutante de la digestion anaérobie (Vavilin, 1996, Batstone, *et al.*, 2002, Myint, *et al.*, 2007, Zhang, *et al.*, 2007) [28].

2. Acidogénèse :

L'acidogénèse est la seconde étape du processus de conversion de la matière organique. Elle transforme les produits de l'étape d'hydrolyse en acides gras volatils (AGV), dioxyde de carbone et hydrogène par une action intracellulaire des bactéries acidogènes. Cette réaction biologique produit des acides organiques sans accepteurs ou donneur d'électrons inorganiques (Pavlostathis et Giraldo-Gomez, 1991)[29]. La dégradation des monosaccharides par exemple, peut offrir plusieurs voies de dégradation comme illustré sur trois réactions suivantes (Batstone, *et al.*, 2002) [25] :



Les acides formés durant la phase d'acidogénèse et d'hydrolyse des lipides vont ensuite subir une autre étape de transformation, l'étape d'acétogénèse (Yu, *et al.*, 2004)[31].

3. Acétogénèse :

L'étape d'acétogénèse est l'étape biochimique de formation d'acétate à partir des produits d'hydrolyse et d'acidogénèse. Cette transformation peut s'effectuer suivant deux voies métaboliques grâce à des bactéries consommant soit les AGV soit le CO₂ et l'hydrogène (Batstone, *et al.*, 2002)[25].

Les bactéries acétogènes sont anaérobies strictes, très sensibles au pH et possèdent une croissance très lente (Zinder, 1993)[32]. La voie métabolique de formation d'acétate à partir des acides à plus longues chaînes est la β-oxydation. Contrairement aux réactions qui rentrent en jeu dans l'acidogénèse, les microorganismes qui oxydent les acides organiques nécessitent

obligatoirement des accepteurs d'électrons, en l'occurrence l'hydrogène (Pavlostathis et Giraldo-Gomez, 1991, Batstone, *et al.*, 2002) [25] ; [29]. Ces réactions biochimiques forment donc de l'hydrogène.

Cette consommation de l'hydrogène est réalisée par deux voies métaboliques, l'une d'elle est la seconde voie métabolique d'acétogénèse, appelée homoacétogénèse, l'autre est la méthanogénèse hydrogénoclastique (voir paragraphe suivant). Il y a donc une association obligatoire entre les espèces produisant l'hydrogène et celles qui le consomment ; c'est ce que l'on appelle une relation syntrophique (Schink, 1997) [35], (Mata-Alvarez, 2003) [33], (Huiliner, *et al.*, 2008) [36], (Nie, *et al.*, 2008)[37].

Substrat	Réactions	ΔG°	$\Delta G'$
Propionate	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 3\text{H}_2 + \text{CO}_2$	0,68	-0,13
Butyrate	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$	0,3	-0,16
Palmitate	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH} + 14\text{H}_2\text{O} \rightarrow 8\text{CH}_3\text{COOH} + 14\text{H}_2$	0,55	-0,16

Tableau 1 : Thermodynamique des réactions de β -oxydation des acides gras par les microorganismes

$\Delta G'$ est calculé à 298 K, pH = 7, pression partielle d'hydrogène de 1×10^{-5} bar et concentrations en acides organiques de 1 mmol.L⁻¹.

La formation d'acétate depuis l'hydrogène et le CO₂, appelée homoacétogénèse est elle aussi une voie métabolique présente dans le processus de digestion anaérobie. Elle se produit par réduction du CO₂ selon la réaction suivante :



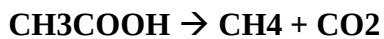
Cette voie métabolique est souvent associée à la digestion anaérobie se déroulant en conditions psychrophiles étant donné que les homoacétogènes sont plus aptes à s'adapter à des faibles températures comparés aux méthanogènes hydrogénotrophes (Kotsyurbenko, *et al.*, 2001) [38], (Nozhevnikova, *et al.*, 2003) [39].

Des études ont avancé que l'homoacétogénèse ne pouvait pas faire concurrence à la méthanogénèse en régimes thermophile et mésophile étant donné que cette dernière génère beaucoup plus d'énergie (Ahring et Westermann, 1987) [40], (Conrad et Klose, 1999) [41], (Batstone, *et al.*, 2002) [25].

4. Méthanogénèse :

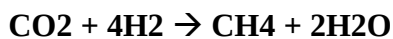
La méthanogénèse est la dernière étape du processus de conversion anaérobie. Cette étape biochimique peut se dérouler en deux voies métaboliques : la méthanogénèse acétoclastique et la méthanogénèse hydrogénoclastique. Ce processus de dégradation est réalisé par des microorganismes anaérobies stricts que l'on appelle archæ. Elles font partie d'un groupe spécifique, les archéobactéries, qui est séparé du règne des bactéries procaryotes par des caractéristiques métaboliques ainsi qu'une structure membranaire particulière. Les microorganismes responsables de cette étape de dégradation sont caractérisés par un développement lent et une forte sensibilité au pH (Bayard et Gourdon, 2001) [30].

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



Cette voie métabolique est responsable de 65 à 70% du méthane produit (Pavlostathis et Giraldo-Gomez, 1991) [29].

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



Cette voie est primordiale pour le bon fonctionnement de l'ensemble du processus biochimique de digestion anaérobie car elle permet de maintenir une pression d'hydrogène basse, primordiale pour que la phase d'acétogénèse puisse avoir lieu, comme évoqué plus haut. Si cette voie métabolique est déséquilibrée, la formation d'acétate par acétogénèse est ralentie, ce qui se traduit par une accumulation des autres AGV (Bollon, 2012) [42].

C. La méthanisation des déchets liquides

La digestion anaérobie des déchets liquides est la plus souvent rencontrée à l'échelle industrielle.

1. Origine des déchets liquides

Les déchets liquides proviennent de différents secteurs comme les collectivités (station d'épuration), les industries agroalimentaires, les déchets de fermes (déjections animales comme les lisiers, les purins), les déchets des abattoirs (lavage, sang). Parmi ces déchets liquides précités, la méthanisation des boues de STEP est la plus développée au cours de ces 20 dernières années dans la zone Européenne, à cause de son pouvoir méthanogène non négligeable, ainsi que les valeurs seuil réglementaires de certains polluants, contenus dans les boues avant d'être déversées dans les milieux naturels. La technologie de la digestion anaérobie des boues de STEP présente un double intérêt : d'une part, elle réduit la pollution des milieux naturels (sol, mer, lac) et d'autre part elle peut produire de bioénergies via le biogaz (Moletta et Verstraete, 2008) [43].

2. Caractéristique des déchets liquides

2.1. La teneur en matière organique des déchets liquides

La DCO détermine de façon indirecte la concentration en matière organique d'un effluent. La DCO d'un effluent liquide ou pâteux (boues de STEP, lisier de porc, lisier de bovin) peut-être fractionnée en partie soluble (fraction biodégradable) et partie inerte. Le fractionnement de la DCO nous permet de déterminer la fraction biodégradable de la matière organique de l'effluent liquide. Chaque fraction de la DCO (soluble, inerte) se divise en fraction rapidement et lentement biodégradable, et en fraction soluble et particulaire (DCO particulaire). Les études faites par les chercheurs du Cemagref (Beline, 2008) [44], sur le fractionnement de la DCO totale effectuées sur des échantillons de lisiers sont illustrées par la figure 3, (Boursier, 2003) [45].

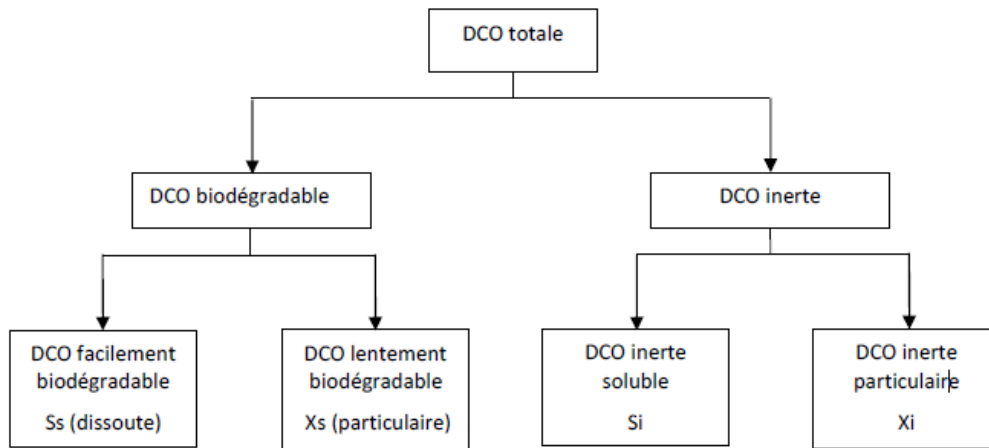


Figure 3 : Fractionnement de la matière organique: modèle ASM1 (Activated Sludge Model n°1)

Le travail d'une équipe du Cemagref (Beline, 2008) [44] illustre un exemple type du fractionnement de matière organique des eaux résiduaires, et du lisier de porc (tableau 2). Les résultats de fractionnement de la DCO des eaux usées brutes et eaux usées traitées varient d'un pays à un autre (Pasztor et al., 2008)[46]. Pour le cas de Hongrie, sur 11 échantillons analysés, de DCO totale (varie de 280 à 1362mg L⁻¹), les valeurs de la part rapidement biodégradable SS est à 17,5% de la DCO totale, pour la fraction lentement biodégradable, XS = 57,9% de la DCO totale.

Type d'effluent	Biodégradables (%)		Inertes (%)		Références
	Ss (dissoute)	Xs (particulaire)	Si (Solubles)	Xi (particulaires)	
Eaux usées résiduaires	17,5 ^a	57,9 ^a	7,5 ^a	17,1 ^a	(Pasztor et al, 2009)
	21,9 ^b	49,9 ^b	4,6 ^b	23,7 ^b	
	20,6 ± 16,1 ^c	53,5 ± 20,6 ^c	3,9 ± 2,3 ^c	15,3 ± 6,0 ^c	(Gillot et al, 2008)
	6 ^d	35 ^d	4 ^d	15 ^d	
Lisier de porc	20 ^e	55 ^e	4 ^e	15 ^e	(Béline, 2008)
	6,3 ± 4,5 ^f	35,4 ± 20,4 ^f	8,1 ± 3,6 ^f	50,3 ± 21,2 ^f	

Tableau 2 : Fractionnement de la DCO des eaux usées traitées dans différentes STEP

a : Moyenne sur des échantillons d'eaux usées résiduaires sur 10 pays.

b : Moyenne sur 11 échantillons d'eaux usées résiduaires.

c : Valeurs standards des fractions de DCO des eaux usées résiduaires.

d : Moyenne sur 26 échantillons des eaux usées résiduaires.

e : Moyenne sur 10 échantillons de lisiers.

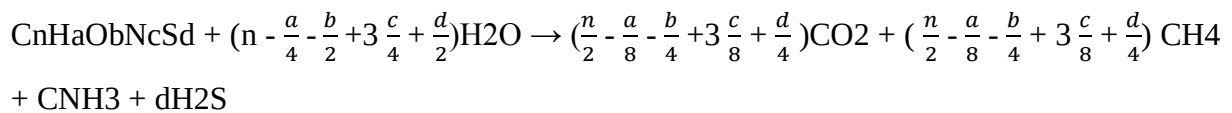
f : Valeurs standards des fractions de DCO et de lisier de porc.

2.2. Le pH

Le pH des déchets liquides est très variable selon leurs provenances. Parmi les effluents liquides cités dans le tableau 3, le lisier de porc possède un pouvoir tampon très fort qui pourra assurer l'équilibre en pH d'un milieu réactionnel. Les valeurs limites de pH se situent entre 6,8 (Boopathy, 1996)[47] et 7,4. Pendant la phase de l'acidogenèse, le pH peut descendre jusqu'à 4,5 (Kim et al., 2004)[48]. Le pH optimal pendant la phase de méthanogenèse de la digestion anaérobie des eaux usées de distillerie est de 6,0 (Savant et al., 2002)[49].

2.3. Le potentiel méthanogène des déchets liquides

Le potentiel méthanogène est le volume (ou la quantité) de biogaz produit par tonne de matière volatile sèche digérée des déchets au cours de leur méthanisation. La valeur théorique du potentiel peut être estimée en fonction de la composition en carbone, en hydrogène, en oxygène, en azote, et en soufre (CHONS) selon l'équation de Buswell (Buswell et Mueller, 1952) [50] :



$$BMP_{TH} = \left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4} - 3\frac{c}{8} - \frac{d}{4}\right) / (12n + a + 16b + 14c + 32e)$$

Le potentiel méthanogène varie en fonction de la composition de la matière organique biodégradable que les déchets contiennent (tableau 3).

Tableau 3 : Potentiel méthanogène de co-produits liquides (Moletta, 2008) [9]

Substrat	Matière sèche %	Matière Volatile/ Matière sèche %	Potentiel méthanogène
Lisier bovin	5-12	75-80	200-350* (Moletta, 2008)
Lisier porcins	3-8	70-80	350-500* (Moletta, 2008)
Boues des algues	ND	ND	143** (Yen et Brune, 2007)
Boues primaires	ND	ND	300-350** (Kepp et Solheim, 2000)
Boues mixtes	ND	ND	260-290** (Kepp et Solheim, 2000)
Boues activées	ND	ND	140-210** (Kepp et Solheim, 2000)

ND : n'est pas déterminée

* : L de CH₄ par kg de VS (60% de CH₄)

** : L de CH₄ par kg de VS en entrée

Connaissant les fractions organiques des polymères (carbohydrates, protéines, lipides) d'un substrat, le BMPth pourrait estimer en fonction de la relation suivante (Raposo et al., 2011) [51]:

$$\text{BMPthOFC} = 415\% \text{ carbohydrates} + 496\% \text{ protéines} + 1014\% \text{ lipides}$$

Les coefficients donnés dans cette expression sont obtenus à partir des coefficients Stœchiométriques de la transformation des carbohydrates ($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$), des protéines ($\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$) et des lipides ($\text{C}_{57}\text{H}_{104}\text{O}_6$).

Cependant le potentiel méthanogène des co-produits dépend de leurs matières sèches et de leurs matières volatiles (Angelidakiet Sanders, 2004) [52], c'est-à-dire de leur composition. Le tableau 3, illustre le potentiel méthanogène de quelques co-produits liquides souvent rencontrés à l'échelle industrielle.

3. Le temps de séjour hydraulique

Le temps de séjour hydraulique (TSH) est le temps moyen passé par le produit, dans un réacteur, pour un milieu fonctionnant en mode continu.

Le TSH est donné par le rapport du volume du liquide du réacteur au débit volumique du rejet liquide traité.

$$\text{TSH} = \text{VL} / \text{Q}$$

Où VL (en L) est le volume total du réacteur (effluent) et Q (en L.j-1) est le débit volumique du bioréacteur.

Le temps de séjour hydraulique des effluents provenant des stations urbaines (eaux usées urbaines) varie entre 4 à 8 heures selon le type du bioréacteur travaillant à température ambiante (20 à 25°C) (Lettinga et al., 1992) [53], (Cecchi et al., 1992b) [54].

4. Le ratio C/N

Pour la méthanisation des effluents liquides, le rapport de C/N est défini par le rapport entre le carbone organique (sous forme de DCO) et l'azote organique total. Ce rapport définit le taux de nutriments (azote) présent dans le réacteur. Le ratio C/N peut aussi définir l'apport d'azote. Pour les effluents liquides provenant des épurations des eaux usées, un réacteur a 400/7 (environ 57) est considéré a forte charge organique (Henze et Harremoos, 1983) [55]; (Stronach et al., 1987) [56]. Dans le cas des fermentations liquides, la valeur optimale peut descendre jusqu'à 15 (Romano et Zhang, 2008) [57].

5. La température

La température fait partie des paramètres physico-chimiques qui interviennent directement sur le temps de séjour hydraulique. La température affecte la croissance des microorganismes selon le mode de fonctionnement (psychrophile, mésophile, thermophile). L'activité des microorganismes pendant les phases d'hydrolyse et de methanogenese a un rapport direct avec la température. Une phase d'hydrolyse en régime thermophile accélère la réaction d'hydrolyse (El-Mashad et al., 2004) [58], tandis que pour la methanogenese, les deux modes (mésophile et thermophile) ont comme valeurs optimales 35° et 55°C respectivement, sont favorables pour le développement des microorganismes, en fonction de la texture (de l'état physique) des substrats (Pohland, 1992) [59].

6. Inoculation

L'inoculation ou l'ensemencement d'un réacteur s'effectue en général pendant sa phase de démarrage. L'ensemencement est aussi traduit par le principe de dilution a laquelle une quantité journalière en matière fraîche est introduite (pour un mode de digestion en discontinu alimente, fedbatch en anglais). Pour un réacteur en continu de type infiniment mélangé, cet ensemencement se traduit par la recirculation des boues (Camillieri, 1988) [60]. Le but de l'ensemencement d'un réacteur est d'optimiser la charge volumique pendant la phase de démarrage de la méthanisation en cas de substrat pauvre en matières organiques. En cas de lessivage, l'inoculation permet de compenser cette perte de biomasse. L'inoculation favorise l'équilibre de l'environnement du milieu réactionnel (ajustement du pH, pouvoir alcalin).

La méthanisation ne se limite non seulement au type de substrat liquide. Tous déchets organiques sont méthanisables qu'ils soient liquides ou solides. La digestion anaérobie des déchets solides (dite par voie sèche) est très délicate a mettre en œuvre. Un prétraitement de ce type de déchets est souvent nécessaire.

D. Méthanisation des déchets solides

1. Origine des déchets solides

Les déchets solides souvent traités par voie biologique à partir de la méthanisation sont d'origines urbaines, industrielles (agro-alimentaires) ou en provenance d'élevages et de cultures. D'après les travaux de De Baere (De Baere, 2006) [61], la technologie de la méthanisation de la fraction organique des ordures ménagères (FOOM) et les déchets agricoles par voie sèche a débuté dans les années 90. La méthanisation sans apport de matières de l'extérieur (inoculation) pour stabiliser le processus concerne les centres d'enfouissement technique (installations de stockage de déchets non dangereux : ISDND). Le démarrage de cette technologie est très délicat. Poggi-Varaldo et ses collègues (Poggi-Varaldo et al., 1997b) [62], ont étudié l'effet d'ajouts d'azote ammoniacal sur la co-méthanisation des ordures ménagères et de boues secondaires de STEP, travaillant en régime thermophile (39°C). Leur objectif étant de suivre l'inhibition du milieu réactionnel par le ratio COD/N (compris entre 90 et 50). Leurs résultats démontrent que pour une alimentation du réacteur à forte dose d'azote ammoniacal (COD/N = 50), le milieu réactionnel est inhibé (baisse de l'abattement en MV à la sortie de la digestion anaérobie).

2. Caractéristiques des déchets solides

2.1. La teneur en matière organique des déchets solides

Dans le cas des déchets solides, la détermination de la DCO est souvent très délicate, la teneur en matière sèche/matière volatile exprime la teneur en matières organiques dans ce cas. La teneur en MS des déchets solides varie selon leur origine.

2.2. Mesure de la DCO des déchets solides

La méthode (spectrophotométrie, titration) de la mesure de la DCO basée sur l'oxydation des matières organiques en milieu acide par les ions dichromates est normalisée pour les analyses de l'eau et des effluents (NF T (90-101)). L'application de cette méthode pour les déchets solides (pâteux, visqueux), nécessite une étape de solubilisation, ou séparation de phases par simple décantation ou parfois par centrifugation au préalable. Un échantillon contenant des charges organiques élevées (MS > 15% par exemple) nécessite une dilution qui pourrait donner une interprétation erronée des résultats. De plus, des études effectuées sur 26 échantillons de déchets solides par Raposo (Raposo et al., 2009) [63], rapportées dans le travail de Lesteur (Lesteur, 2010) [64], nous démontrent que sur les 26 mesures en laboratoire, les DCOs mesurées ont des écarts très variables par rapport à la valeur standard. La fiabilité de la mesure est dans ce cas discutée. Le choix de la quantification de la teneur en matière organique d'un déchet solide par les matières sèche et volatile nous permet de contourner ce problème.

2.3. Potentiel méthanogène des déchets solides

Le potentiel méthanogène est le volume (ou la quantité) de biogaz produit par tonne de matière volatile sèche digérée des déchets au cours de leur méthanisation. Cependant le potentiel méthanogène des co-produits dépend de leurs teneurs en matières sèches et en matières volatiles.

Tableau 4 : Potentiel méthanogène des co-produits solides (Moletta, 2008) [9]

Substrat	Matière sèche (%)	Matière volatile/ Matière sèche (%)	Potentiel méthanogène (60% de CH ₄)
Fumier bovin	25 - 40	70	200 – 400
Fiente de volaille	10 - 30	70 - 80	350 – 600
Tente de pelouse	20 - 25	90	550
Paille	70	90	350 – 450
Déchets de cuisine	10	80	500 - 600

3. Temps de séjour des solides

La détermination du temps de séjour des solides (TSS) est assez complexe à cause de leur transformation au cours du processus de la méthanisation. Dans le cas des déchets solides, le flux massique en entrée n'est pas forcément retrouvé à la sortie. Pour le cas d'un réacteur homogène le temps de séjour des solides se réduit à :

$$TSS = MR / FS$$

MR : la masse du réacteur

FS : le flux massique de sortie

Le TSS est assez long comparé au TSH. Il varie entre 25 à 35 jours (Bitton, 1994) [65], à cause de la vitesse des réactions très lente de la phase d'hydrolyse. Cette durée dépend de la teneur en matière sèche du milieu réactionnel.

4. Le ratio C/N

Le rapport C/N est important dans la digestion anaérobie des co-produits riches en azote total (protéines, urées) comme les déjections animales (lisier). Un déséquilibre du taux de C/N peut provenir d'une accumulation d'azote total (TAN) ou des acides gras volatils du milieu réactionnel (Yen et Brune, 2007) [66]. Une valeur comprise entre 20/1 et 30/1 du ratio C/N est préférable avec une optimale de 25/1 (Pang et al., 2008) [67]; (Parkin et al., 1986) [68], pour le bon fonctionnement du processus. Le ratio C/N optimal dépend du type de co-produit à traiter. L'équilibre du ratio C/N, pourrait être ajusté par le principe de la co-méthanisation (Yen et Brune, 2007) [66].

5. La température

Afin d'accélérer le processus, c'est à dire réduire le temps de la phase de l'hydrolyse, et de l'acidogenese, un mode thermophile pourrait être adopté pendant la phase de démarrage (Hartmann et Ahring., 2006) [69]. Ce mode thermophile est aussi avantageux pour la digestion anaérobie des co-produits riches en matières organiques solubles. En effet le taux de rendement de biogaz produit est plus important par rapport au régime mésophile (El-Mashad et al., 2004) [58]. Notons également aussi que la digestion anaérobie des fractions organiques des ordures ménagères est favorable en régime thermophile (55°C), non seulement la phase d'hydrolyse des substrats est accélérée mais aussi le taux de rendement de méthane augmente (El-Mashad et al., 2004) [58].

6. L'inoculation

La conduite de la méthanisation des déchets solides, dénommée par la méthanisation sèche, présente des difficultés pendant sa phase de démarrage. D'après les travaux de Kleshov et Rabinovich (Kleshov et Rabinovich, 1978) [70], et de Lee et Fan (Lee et Fan, 1982) [71], rapportés dans les études de Vavilin (Vavilin et al., 1996) [72], la dégradation des polymères qui sont composés principalement de cellulose dépend de l'activité enzymatique du milieu réactionnel ainsi que le taux de dégradation de cellulose. Pour la méthanisation par voie sèche, l'inoculation consiste à approvisionner en bactéries, à humidifier le milieu réactionnel afin que les conditions de culture de celles-ci soient favorisées. Il est préférable d'ensemencer le réacteur par des boues provenant des stations et des lagunes (Vogel et al., 1988a) [73], connaissant une acclimatation d'une semaine à 3 mois. Ainsi ces boues ont été choisies à cause de leur caractéristique polyvalente ainsi que la variété de leur flore microbienne.

7. Paramètres importants pour la méthanisation des solides

La taille des substrats et la température de travail du milieu réactionnel jouent un grand rôle dans la digestion anaérobie des déchets solides. La taille des substrats intervient dans la durée de la digestion des produits solides. Le temps de recouvrement des particules par les bactéries est lent, ce qui ralentit la phase d'hydrolyse. La réduction de la taille des particules à une valeur optimale améliore la réaction d'hydrolyse des polymères et permet de réduire le temps de séjours des solides.

7.1. La taille des substrats

Les substrats en fines particules favorisent le développement du métabolisme de la fermentation anaérobie. Lorsque la taille des particules est réduite, la surface de développement des bactéries augmente. Cette augmentation de surface de développement des bactéries favorise la dégradation des substrats difficilement dégradables comme les restes de repas, le fumier. D'après les travaux de Sharma (Sharma et al., 1988) [74], et Mshandete (Mshandete et al., 2006) [75], le taux de production de biogaz est maximal pour la taille de particule de substrat variant de 88/10 à 4/10mm. Ce taux de production de biogaz est traduit par l'augmentation de dégradation qui est de 31 à 70%, (Cho et al., 1995) [76].

7.2. Le taux de matière sèche

Les restes de repas et les déjections animales (fumiers) présentent une forte teneur en matières sèches (20 à 30%). La méthanisation de ces types de produit fait partie du principe de la digestion sèche ou digestion solide qui est très délicate à mettre en œuvre. La digestion anaérobie des produits solides est connue par sa faible performance pendant la phase de démarrage (phase d'hydrolyse et acidogenèse très longue). Toutefois une augmentation de la teneur en matières sèches du milieu réactionnel n'est pas toujours bénéfique pour le rendement de dégradation des matières organiques solubles (Fernandez et al., 2008) [77].

7.3. La température

Afin d'accélérer le processus, c'est à dire réduire le temps de la phase de l'hydrolyse, et de l'acidogenèse, un mode thermophile pourrait être adopté pendant la phase de démarrage (Hartmann et al., 2006) [69]. Ce mode thermophile est aussi avantageux pour la digestion anaérobie des produits riches en matières organiques solubles dans le sens où le taux de rendement de biogaz produit est plus important par rapport au régime mésophile (El-Mashad et al., 2004) [58]. La digestion anaérobie des fractions organiques des ordures ménagères est favorable en régime thermophile (55°C), non seulement la phase d'hydrolyse des substrats est accélérée mais aussi le taux de rendement de méthane est amélioré (El-Mashad et al., 2004) [58].

7.4. L'alimentation du milieu réactionnel

Il est nécessaire d'inoculer le milieu réactionnel d'une digestion sèche par des effluents liquides, afin d'accélérer les réactions du processus de digestion anaérobie. L'inoculation

pendant la phase d'acidogenese peut améliorer la performance de la méthanisation des déchets urbains jusqu'à 30% (Mata-Alvarez et al., 2003) [33]. Une recirculation du digestât ou la fraction liquide du milieu réactionnel pourrait être considérée comme une inoculation dans le cas de la digestion solide (ou semi-solide).

E. Les paramètres inhibiteurs de la digestion anaérobie

Certaines valeurs seuils des paramètres de la digestion anaérobie peuvent présenter des risques de dysfonctionnement du système du milieu réactionnel.

1. PH

Le pH est un paramètre essentiel car l'écosystème de la digestion anaérobie, en particulier les organismes méthanogènes, est sensible aux variations de pH. Celui-ci a également un effet indirect sur le fonctionnement du système par la modification des équilibres chimiques des acides et bases faibles, notamment les acides gras volatils (AGV), le sulfure d'hydrogène et l'ammonium dont les formes non ionisées peuvent inhiber la méthanisation. Il est donc important de suivre le pH et, si nécessaire, de l'ajuster dans l'alimentation ou de le réguler automatiquement dans le digesteur.

Le pH optimum de la méthanisation se situe autour de la neutralité, entre 6,5 et 8,5. Un élément important pour le maintien du pH est l'alcalinité du digesteur (Moletta, 2015) [43].

2. Alcalinité

L'alcalinité mesure le pouvoir tampon dans le digesteur et donc sa capacité à maintenir un pH stable. En digestion anaérobie, l'alcalinité dépend principalement de la concentration en bicarbonate (HCO_3^-) en AGV et parfois en ammonium lorsque l'effluent à traiter est riche en azote. Dans ce dernier cas, l'azote est réduit en grande partie en ammonium (NH_4^+) qui est un acide faible. Dans tous les cas, c'est le bicarbonate qui assure la plus grande part de l'alcalinité. Sa concentration est liée à la mesure de l'alcalinité partielle. Les alcalinités partielles (pH final : 5,75) et totale (pH final : 4,3) sont mesurées par titration d'un échantillon à l'acide chlorhydrique. Cette mesure peut être automatisée. On peut mesurer la qualité d'acide ajoutée ou la quantité de CO_2 produite au cours de l'acidification pour accéder directement au bicarbonate (Vanrolleghem et Lee, 2003) [44].

3. Acides gras volatils (AGV)

Les AGV sont les intermédiaires les plus importants de la digestion anaérobie. Ils sont les produits au cours de l'acidogénèse peut être ensuite convertis soit directement en méthane dans le cas de l'acétate, soit en acétate et hydrogène au cours de l'acétogénèse dans le cas des autres AGV. Leur accumulation dans le digesteur traduit un dysfonctionnement de la méthanisation qui s'accompagne d'une baisse du pH et d'une augmentation de la concentration en hydrogène pouvant mener à une inhibition de la méthanogénèse. Les AGV peuvent être mesurés hors-ligne par chromatographie (CPG ou HPLC). Des capteurs en ligne permettent une mesure indirecte des AGV, soit par titrimétrie, soit par spectrométrie infrarouge (Vanrolleghem et Lee, 2003) [44] (Moletta, 2015) [43].

4. DCO

La DCO, demande chimique en oxygène exprimée en mgO_2/L , est une mesure indirecte de la concentration en matière organique. L'échantillon analysé par oxyder chimiquement en conditions acides, à température élevée et en présence d'un oxydant puissant, le bichromate de potassium. Le dosage de la quantité d'oxydant consommé permet d'accéder à la quantité d'oxygène consommée au cours de l'oxydation. Cette mesure réalisée sur l'effluent et sur la sortie de digesteur permet de calculer le taux d'abattement de la DCO. Une alternative à la DCO est la mesure du carbone organique total (COT).

La digestion anaérobie est intéressante pour traiter les effluents dont la DCO est supérieure à 2000mg/L (Moletta, 2006) [44]. Dans ce cas, l'énergie obtenue grâce au méthane produit permet de chauffer le digesteur. Dans les pays plus chauds, il n'est pas nécessaire de chauffer les digesteurs et il est possible de traiter des effluents plus dilués tels que les effluents urbains (Moletta, 2015) [43].

5. Les produits azotés

Les déchets de fermes que sont les déjections des élevages et les déchets municipaux (biodechets) sont riches en protéines et en urée (Chen et al., 2008) [45]. Leur méthanisation est très souvent exposée aux risques d'inhibition par l'accumulation des produits azotes comme l'ammonium et l'ammoniac (NH_3 libre) produits pendant la dégradation des protéines (Kayhanian, 1994)[46]. Pour les déchets solides contenant un ratio de C/N supérieur à 20, l'inhibition de l'ammonium peut être ajustée par l'ajout d'eau afin de diminuer la valeur de C/N du milieu réactionnel (Kayhanian, 1999)[47]. La présence d'ammoniac est toxique pour les méthanogènes, à partir d'un certain seuil. Cette toxicité est dépendante du pH. En effet, la présence de NH_3 libre est favorisée par les pH alcalins : à pH neutre, l'azote est peu toxique. Le seuil de toxicité est situé entre 1,5 et 3 gN.L^{-1} (Bitton, 1994) [48].

F. Technologie de la digestion anaérobie

1. Types de réacteurs

Les réacteurs utilisés en digestion par voie liquide ou solide sont très différents. Dans le cas des effluents liquides, il y a le réacteur libre (réacteur de type infiniment mélangé fig. 4-a) ou avec support (lit de boues, biomasse fixée ou support mécaniques fig. 4-b).

L'homogénéisation de milieu réactionnel de chaque type de réacteur est assurée soit par un agitateur mécanique (digestion par voie sèche, milieu semi liquide, visqueux) ou par recirculation de biogaz ou recirculation de l'effluent (digestion liquide), (Grossin, 2011) [13].

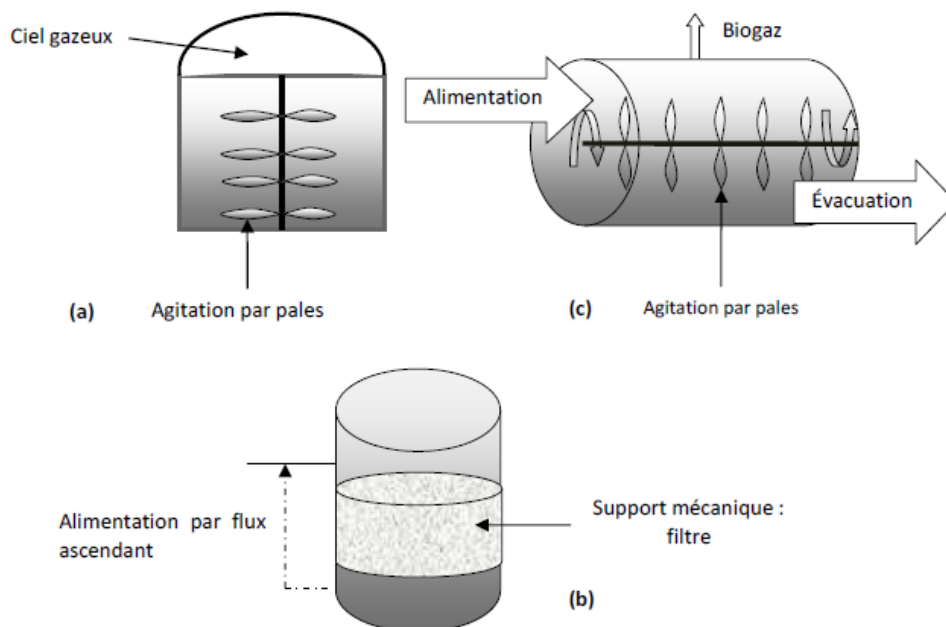


Figure 4 : Digesteur type infiniment mélangé (a), digesteur à support mécanique à flux ascendant (b) et digesteur piston (c)

La technologie du piston sec est adaptée surtout pour les produits agricoles. Toutes les particules avancent à la même vitesse. Deux types de piston existent : horizontal (fig. 4-c) et vertical. L'agitation est assurée par un brassage mécanique et/ou une recirculation sous pression du biogaz produit. Ce type de réacteur est dédié pour les déchets « secs » avec une siccité comprise entre 20 et 40% (Grossin, 2011) [13].

2. Types de réacteurs pour la méthanisation liquide

Plusieurs types de bioréacteurs continus sont disponibles à l'échelle du laboratoire et industrielle. Pour les procédés mettant en œuvre des micro-organismes libres, les réacteurs sont de type mélange et contact anaérobie, à lit de boues, à compartiment. Les micro-organismes se trouvent sous une forme libre ou en floc.

Les procédés mettant en œuvre les micro-organismes formant un biofilm favorisent la fixation des micro-organismes sur un support fixe ou mobile. Ces procédés augmentent la quantité des biomasses actives. On distingue les réacteurs UASB (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket en anglais), le filtre en anaérobie, le lit fluidisé, le réacteur à recirculation interne, (De Baere, et al. 2010) [78].

2.1. Digesteurs infiniment mélangés

Le mélange dans le digesteur peut être assuré mécaniquement par un système de pâles, ou bien en recirculant le contenu du digesteur. Une dernière solution consiste à réinjecter le biogaz au bas du réacteur (fig. 5). Un mélange incomplet favorise l'accumulation de matière particulaire ce qui à long terme risque de diminuer le volume utile et de réduire les performances du procédé.

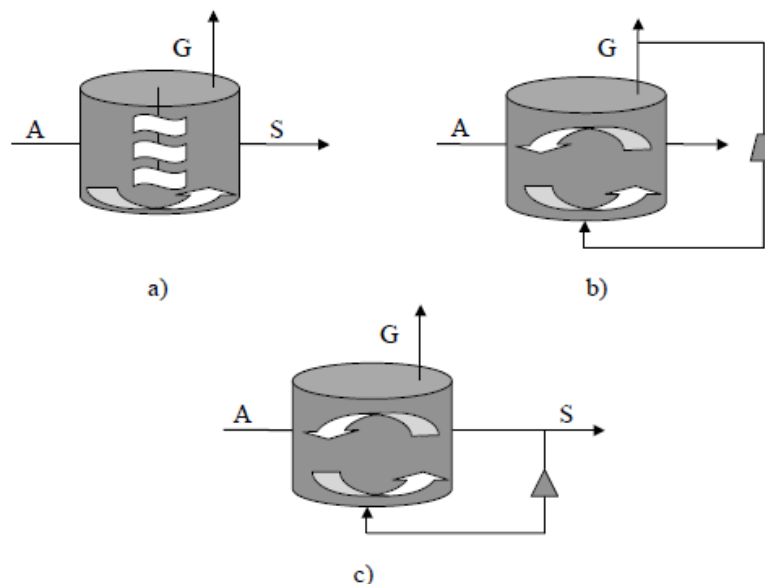


Figure 5 : Schéma d'un digesteur infiniment mélangé : a) mécaniquement par pâles, b) par compression et recirculation du biogaz, c) par recirculation du milieu. A : alimentation, S : sortie, G : biogaz.

L'inconvénient majeur de ce type de digesteur est que le temps de séjour de la biomasse (TSS) est strictement égal au temps de séjour hydraulique (TSH). Compte-tenu de la lente croissance des organismes méthanogènes cette technologie limite donc les débits qui peuvent être appliqués en entrée du digesteur (Hess, 2007) [79].

2.2. Digesteurs à contact

L'augmentation de la quantité de biomasse dans le digesteur permet d'améliorer la performance du système et ainsi d'accroître les débits entrant et sortant ou de réduire le volume de la cuve. Des technologies ont été développées pour découpler le temps de séjour hydraulique de celui des solides et favoriser l'accumulation de biomasse. La solution la plus simple consiste à placer en sortie du digesteur un système pour séparer la biomasse de l'effluent, et à recirculer la biomasse concentrée. La récupération de la matière particulaire du digestat peut se faire à l'aide d'un décanteur ou bien grâce à une membrane. L'ajout de coagulants dans le décanteur peut faciliter la formation d'agrégats ou de floccs (De Baere et al, 2010) [78].

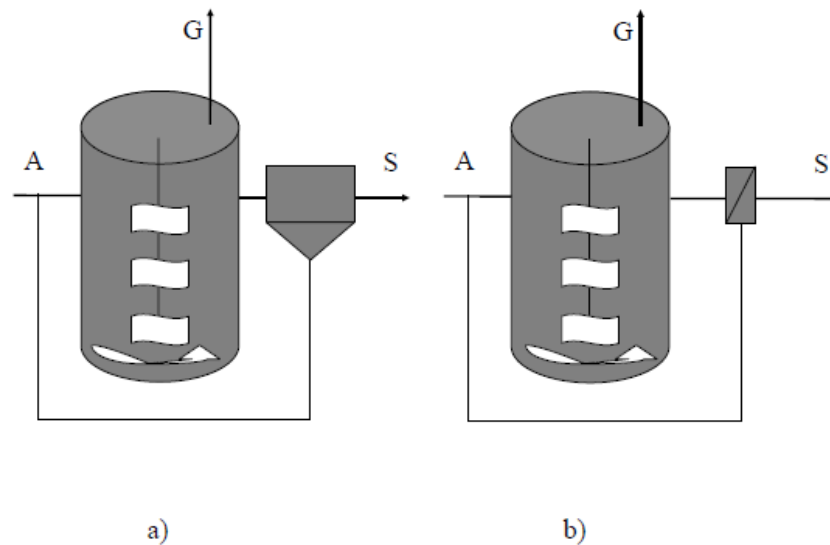


Figure 6 : Schéma d'un digesteur contact ou la rétention est assurée par a) décanteur, b) membrane, A : alimentation, S : sortie, G : biogaz.

2.3. Réacteurs UASB

Ce procédé fut développé vers la fin d'année 1970 par Gätze Lettinga et ses collaborateurs en parallèle avec des chercheurs d'Afrique du Sud lorsqu'ils travaillaient sur des systèmes de filtres anaérobies. Au cours de leurs recherches, ils ont remarqué que la biomasse libre avait tendance à former d'elle-même des granules d'un diamètre équivalent de

quelques millimètres. Ils ont donc proposé d'utiliser cette auto floculation pour garantir un temps de séjour de la biomasse élevé sans utiliser un support.

Le procédé, basé sur ce principe, le plus répandu est le digesteur UASB (pour Upflow Anaerobic Sludge Blanket), où le flux ascendant équilibre la tendance des agrégats à sédimenter, et assure la mise en suspension de la biomasse. Un système de séparation liquide/gaz/solide placé au sommet du digesteur permet de retenir la biomasse dans le réacteur. La recirculation sert à agiter et à homogénéiser le milieu. Les réacteurs à lit de boues expansé EGSB (pour Expanded Granular Sludge Bed) sont des digesteurs UASB dans lesquels le flux ascendant est nettement supérieur ce qui augmente la hauteur du lit de boue. Dans ce cas la cuve est plus haute, et le diamètre moindre.

Si les problématiques de l'hydrodynamique, des transferts de masse, du mélange du milieu dans un réacteur UASB sont grandement compris, la maîtrise du développement du biofilm reste un grand défi pour l'ingénierie des procédés à granules (Nicolella et al., 2000) [80].

La structure microbienne des flocs est complexe : des microorganismes fermentaires et méthanogènes syntrophes s'y retrouvent piégés ce qui réduit la distance les séparant. Il a été montré que cette proximité facilite les transferts inter-espèces d'hydrogène et de métabolites qui doivent s'opérer tout au long de la chaîne trophique méthanogène (Thiele et al., 1988) [81].

De plus la phase d'ensemencement et de démarrage du digesteur est une étape cruciale pour obtenir de bons rendements épuratoires (Cresson, 2006) [82]. La formation des agrégats est un paramètre critique lors de la mise en place de cette solution car leur formation est un processus lent et difficile à maîtriser. (Thaveesri et al. 1995) [83], ont étudié l'influence de la tension de surface de la phase liquide sur l'organisation des microorganismes au sein des flocs ; ils en ont conclu que les agrégats se formant dans des eaux à tension de surface élevée présentaient en périphérie essentiellement des bactéries hydrophobes ce qui conduisait à un réacteur peu stable.

2.4. 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 (fig.7). 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", (Hall et al., 1992) [84].

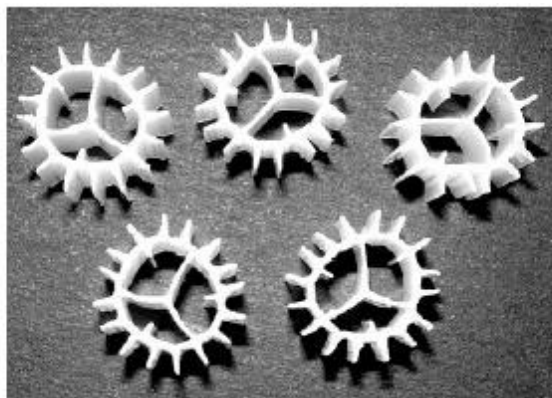


Figure 7 : Exemple de support mobile ; le Bioflow™.

2.5. Comparaison entre différentes technologies

Dans un fermenteur classique, l'acidogénèse et la méthanogénèse se déroulent dans une même cuve, et en fonctionnement normal, les acides sont produits et consommés à la même vitesse. En cas de la surcharge organique, ou dans le cas de substrats difficiles à dégrader, il peut arriver que l'acidogénèse génère les acides plus rapidement que les bactéries méthanogènes ne peuvent les éliminer. Ceci tient principalement aux différences de conditions optimales de croissance des acidogènes et des méthanogènes (Ghosh et Pohland, 1974) [85].

technologie critère	Cellules libres	Contact	Lit fixe	Li de boue Et lit mobile
Concentration en biomasse	--	-	++	++
TSS	--	-	+	+
Tolérances aux forts taux des solides	+	—	---	--
Traitement d'effluent concentré	+	+	-	-
Traitement d'effluent dilué	-	-	+	+
Rendement épuratoire	-	-	++	++
Tolérance aux composés toxiques	-	-	+	+
Homogénéité du milieu	++	++	-	+
Besoin énergétique	-	-	-	++
Coût	-	-	+	+

Tableau 4 : Comparatif des différentes technologies des fermenteurs

3. Types de réacteurs pour la méthanisation des solides (voie sèche)

La technologie à adopter dépend de la teneur en eau des déchets. Il y a les réacteurs limites de types mélanges (figure 4-a) ou pistons (figure 4-c). Le mode de fonctionnement (continu, semi continu, discontinu alimenté ou discontinu) du bioréacteur dépend de la technologie adoptée. Il est à envisager de faire la méthanisation en deux étapes si les conditions les permettent.

3.1. Digestion à une ou deux étapes

Dans les procédés à une seule phase, les quatre étapes de la méthanisation sont conduites dans un réacteur unique. C'est le mode de fonctionnement de la plupart des réacteurs industriels. En 2010, plus de 90 % de la capacité de traitement est fournie par ce type de procédé (De Baere, *et al.*, 2010) [78]. Dans les procédés à deux étapes, hydrolyse et acidogénèse sont conduites dans un premier réacteur alors que les étapes d'acétogénèse et de méthanogénèse sont réalisées dans un second réacteur situé en série du premier. Ce concept a été introduit par Pohland et Ghosh en 1971 pour la digestion humide et adapté à la co-digestion des boues et des ordures ménagères par Ghosh et ses collaborateurs en 1975 [85]. Les avantages et inconvénients de ces types de digesteurs sont synthétisés dans le Tableau suivant. (De Baere, *et al.*, 2010) [78].

	Une seule étape	Deux étapes
Avantages	• Gestion simple • Investissements moins importants • Charge organique applicable plus importante	• Optimisation des paramètres opératoires des deux étapes • Temps de digestion réduit • Conversion en biogaz accrue • Stabilité accrue pour les déchets hautement dégradables (fruits)
Inconvénients	• Difficulté de réunir les conditions optimales pour les différentes étapes biochimiques	• Plus onéreux • Gestion plus délicate (flux, commandes, paramètres)

Tableau 5 : Comparaison des procédés de la digestion à une et deux étapes

3.2. Digestion thermophile ou mésophile

La digestion anaérobie industrielle peut être réalisée en conditions mésophile ou thermophile. Avant 1992, la plupart des réacteurs (digestion humide) fonctionnaient en régime mésophile, permettant une dépense en énergie moindre et un procédé plus stable (De Baere, 2006) [61]. En 1992 et 1993, les premiers digesteurs thermophiles ont été mis au point pour la digestion

par voie sèche. 35 % de la capacité de traitement était fournie par des digesteurs thermophiles en 2006. A cette date, 96 % des digesteurs thermophiles travaillaient en voie sèche. Le régime de température thermophile offre plusieurs avantages pour la digestion sèche par rapport au régime mésophile : une plus grande stabilité des digesteurs face à la baisse de pH et l'accumulation d'acides organiques notamment lors de la phase de lancement des digesteurs (Lu, *et al.*, 2007) [86], une cinétique d'hydrolyse accélérée (hydrolyse de la cellulose 5 à 6 fois supérieures en conditions thermophiles par rapport à la digestion mésophile, (Bouallagui, *et al.*, 2004) [87], un temps de rétention réduit, un meilleur abattement en matière organique (COT, MV et DCO) (Bouallagui, *et al.*, 2004) [87], une plus grande solubilité des composés hydrophobes, ce qui peut expliquer l'amélioration de la biodégradation (Angelidaki et Ellegaard, 2003) [88] et une meilleure action face aux pathogènes. Les productions de méthane sont donc supérieures en digestion thermophile, pour un même temps de séjour. Une étude réalisée sur la digestion de fruits et végétaux à 10 % de MS a montré que la digestion en régime thermophile produisait 41 % de plus en termes de méthane comparée à la digestion mésophile. Une étude énergétique a aussi montré que le surplus de production permettait de compenser l'énergie utilisée pour le chauffage thermophile (Bouallagui, *et al.*, 2004) [87].

Cependant, sur le long terme, les digesteurs thermophiles semblent souffrir d'une stabilité moindre, avec une accumulation plus importante de propionate (Bernet et Buffière, 2008) [89].

température	MS	Min TRH (jours)	Max TRH (jours)	Min OLR (KgDCO/m ³ /j)	Max OLR (KgDCO/m ³ /j)
Mésophile	sec	17	30	6.0	9.0
	Semi-sec	15	20	6.0	8.0
	humide	14	30	2.6	4.0
Thermophile	sec	12	20	4.0	6.0
	Semi-sec	6	15	1.0	4.0

Tableau 6 : Comparaison des temps de rétention hydraulique (TRH) et des charges organiques (OLR) à différents régimes de température et différents taux d'humidité lors du traitement d'ordures ménagères triées mécaniquement (Mata-Alvarez, *et al* 2000).

En milieu industriel, le chauffage des réacteurs s'effectue la plupart du temps par circulation d'eau chaude, avec l'utilisation de techniques différentes : serpentins immergés, parois périphériques, parois chauffantes. L'énergie nécessaire pour le chauffage des digesteurs est assurée par l'utilisation d'une faible fraction du biogaz produit.

Certains procédés industriels (DRANCO par exemple) ne chauffent pas les digesteurs en continu mais seulement les produits entrants (déchets, jus de procédé, digestat recyclé). Une bonne isolation thermique des digesteurs assure de faibles pertes de chaleur. L'ensemble des avantages et inconvénients des digestions mésophiles et thermophiles est synthétisé dans le Tableau 8.

	Mésophile	Thermophile
Avantages	• Faible énergie consommée • Faible production d'ammoniaque • Charge organique supportée plus importante	• Stabilité face à la baisse de Ph • Hydrolyse accélérée • Digestion rapide (temps de rétention réduit) • Abattement en matière organique amélioré • Production de biogaz améliorée • Plus grande hygiénisation • Phase de lancement plus aisée
Inconvénients	• Hygiénisation limitée • Rendement de dégradation moyen • Digestion assez lente (temps de séjour augmenté)	• Consommation d'énergie élevée • Accumulation d'acides organiques plus importante • Taux de croissance des bactéries ralenti • Charge organique applicable moins importante

Tableau 7 : Comparaison des régimes mésophiles et thermophiles

3.3. Les procédés industriels de digestion anaérobie par voie sèche

Bien que le fonctionnement général des toutes les installations industrielles soit similaire, chacune possède des particularités en termes de prétraitements, géométries de réacteurs, systèmes d'agitations et post-traitements. Le Tableau 9 récapitule des caractéristiques techniques des principaux procédés industriels.

Caractéristique	VALORGA	DRANCO	KOMPOGAS	LARAN
Nombre d'étape	1	1	1	1
Géométrie des réacteurs	Cylindrique vertical	Cylindrique vertical à fond conique	Horizontal	horizontal
Régime de température (°C)	Thermophile / mésophile	Thermophile / mésophile	Thermophile	Thermophile / mésophile
Prétraitements	- Déchiquetage / mélange / pré-fermentation anaérobie - Tri manuel - Séparation magnétique - Tri balistique	- Broyage - Tri balistique - Séparation magnétique	- Tri balistique - Tri manuel - Séparation magnétique - Broyage	- Broyage - Tri balistique - Séparation magnétique - Pré-fermentation anaérobie (2-3 jours)
Taux de matière sèche	30% (déchets entrants)	45-50% (déchets entrants)	22-28% (milieu interne)	15-45%
Temps de rétention (jours)	18-23	15-30	15-20	20
Charge organique appliquée (KgMV/m ³ /jour)	3-7 (dépend du gisement de déchet utilisé)	10-20	6	6-8
Mouvement du déchet	piston	gravité	piston	Piston
Mode d'agitation	Injection de biogaz	aucune	mécanique	Mécanique
Rendement méthane (m ³ CH ₄ /t déchet entrant)	80 -160	100 - 200	110 - 130	100
Post-traitement	Déshydratation compostage (2 semaines) raffinage criblage	Déshydratation criblage compostage séparation (récupération des sables, fibres et inertes)	Déshydratation compostage criblage	Déshydratation compostage

Tableau 8 : Caractéristiques techniques des principaux procédés industriels

4. Modes de digestion

La méthanisation peut fonctionner en trois modes à savoir mode continu, discontinu ou discontinu séquentiel (Bernet et Buffière, 2008) [89].

4.1. Le fonctionnement en mode continu

Ce mode de fonctionnement consiste à alimenter le réacteur biologique de façon permanente dit aussi nominal correspondant en général à un débit constant. Le volume des effluents ou des déchets solides dans le réacteur reste constant. En effet, une quantité égale au volume entrant journalier doit être évacuée.

4.2. Le fonctionnement en mode discontinu ou batch

Le réacteur fonctionne sans échange avec le milieu extérieur. En effet, le réacteur n'est plus alimenté en charges organiques une fois qu'il est rempli. A la fin de la digestion le réacteur est vidange pour une nouvelle fermentation.

4.3. Le fonctionnement en mode séquentiel ou fedbatch

C'est la combinaison du mode en continu et en discontinu. Le réacteur fonctionne avec un cycle alternant le remplissage, la réaction, la décantation, et la vidange. Le réacteur n'est pas vide totalement, ceci a pour but de conserver une partie des micro-organismes pour en former un nouveau cycle. En général les digestions anaérobies en petite échelle fonctionnent en mode discontinu séquentiel (Bernet et Buffière, 2008) [89].

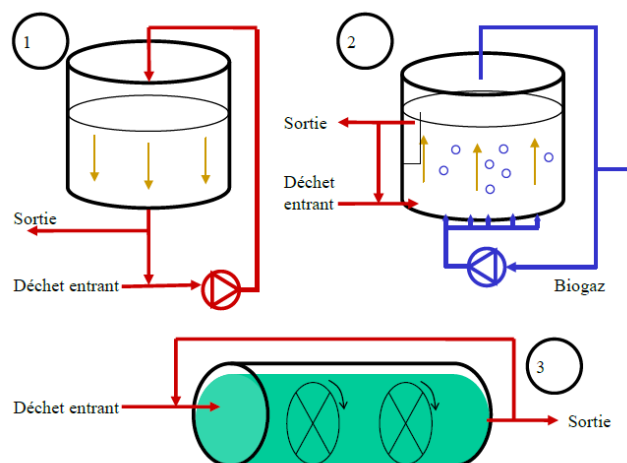


Figure 8 : Schéma de principe des principales technologies de digesteur par voie sèche.
(1) à recirculation de digestat, (2) à recirculation de biogaz, (3) digesteurs pistons horizontaux

G. Les propriétés du bioréacteur

L'objectif de cette recherche est le développement d'un modèle numérique capable de reproduire le comportement hydro-thermo-biologique des déchets dans un bioréacteur, alors, nous considérons un bioréacteur comme un milieu poreux où il y a production de biogaz et de chaleur, pour élaborer le module numérique on a besoin des paramètres clés tels que :

1. La porosité

La porosité est la quantité de vides disponibles au sein d'un matériau, la porosité représente le rapport du volume des vides (eau et air) au volume total, Elle est décrite comme suit :

$$n = \frac{V_t - V_s}{V_t} = \frac{V_{\text{vides-liquides}}}{V_{\text{total}}}$$

V_s : volume des déchets solides

V_t : volume total

2. La masse volumique-densité

La masse volumique des déchets ρ , varie avec le temps (la biodégradation et le tassement) et la profondeur des déchets.

$$\rho_s = \frac{\rho_h}{1+(\theta_h-\theta_s)} \quad \rho_d = \frac{\rho_h}{1+\theta_h} \quad \rho_d = \frac{\rho_s}{1+\theta_s}$$

3. Degré de saturation

Le degré de saturation est le rapport du volume occupé par l'eau au volume total des vides, la relation entre la saturation et la teneur en eau est :

$$S = \frac{1}{n} \left[1 - \frac{m_s}{m_h} (\theta_h - \theta_s) \right]$$

4. L'humidité

L'humidité est sans doute un des paramètres qui influencent le plus les mécanismes de biodégradation des déchets, mais également un des plus difficiles à mesurer en continu sur site (Gil Diaz, 1995) [90].

$$f(\theta) = 0 \quad \text{pour} \quad \theta < 20\%$$

$$\text{à} \quad f(\theta) = \frac{\theta - 20}{15} \quad \text{pour} \quad 20 < \theta < 35\%$$

$$f(\theta) = \frac{[0.1 + 0.9(\theta - 35)]}{40} \quad \text{pour} \quad 35 < \theta < 75\%$$

$$f(\theta) = 1 \quad \text{pour} \quad \theta > 75\%$$

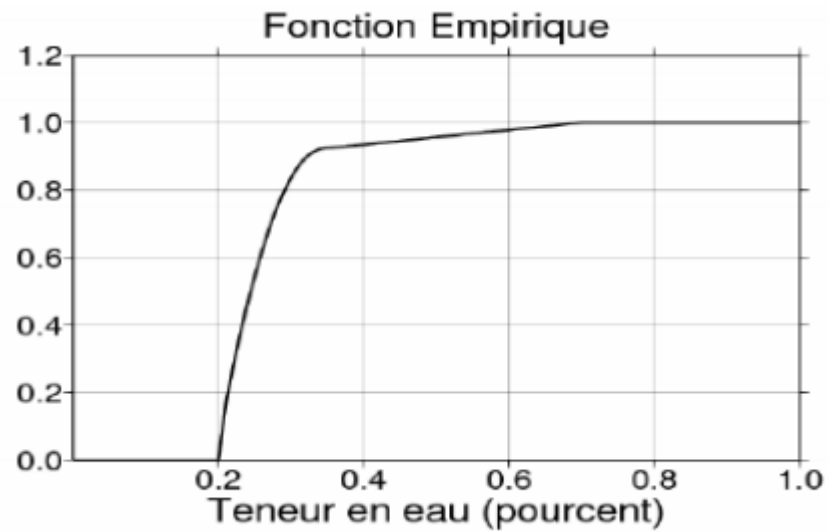


Figure 9 : Fonction empirique d'humidité (Gil Diaz)

5. Teneur en eau

C'est le rapport du poids de l'eau au poids de la matière sèche

✚ Teneur en eau à l'état solide

$$\theta_s = \frac{m_s - m_d}{m_s}$$

✚ Teneur en eau (totale) à l'état humide

$$\theta_h = \frac{m_h - m_d}{m_s}$$

Avec : m_s est la masse solide, m_d la masse sèche, m_h la masse humide

6. La pression capillaire

Lorsque deux phases non fluides miscibles de mouillabilités différentes coexistent, elles sont séparées par une interface courbe. La pression est discontinue à la traversée de cette interface, et la différence de pression entre la phase mouillante (liquide) et la phase non mouillante (gaz) s'appelle la pression capillaire:

$$P_c(S) = P_g - P_l$$

Avec : P_g est la pression du gaz et P_l la pression de liquide.

Lorsque nous considérons deux fluides, un liquide et un gaz, nous constatons qu'il existe une saturation en dessous de laquelle la phase liquide ne peut plus s'écouler et est donc immobile. Cette saturation limite s'appelle la saturation résiduelle. Nous avons donc une perte de continuité hydraulique se traduisant par une asymptote verticale de la pression capillaire lorsque la saturation est inférieure à la saturation résiduelle. La mouillabilité du gaz étant nettement moindre que celle de l'eau, la saturation résiduelle du gaz peut être considérée nulle, en conséquence nous aurons une pression capillaire finie (voire nulle) lorsque la saturation du gaz est nulle.

La relation entre la saturation et la pression capillaire est une donnée matériau qui peut être calculée uniquement expérimentalement. Nous pouvons ensuite paramétrer ces résultats et nous obtenons des modèles de capillarité liquide-gaz. Les plus connus sont la loi de Brooks and Corey [91] et la loi de Van Genuchten [92]. Ces deux approches utilisent, à la place de la saturation du liquide, la saturation effective définie par:

$$S_e = \frac{S_l - S_r}{1 - S_r}$$

Avec S_r est la saturation résiduelle.

La saturation effective représente l'intervalle de saturation en eau à l'intérieur duquel l'eau est mobile.

✚ La loi de Brooks and Corey [91] détermine la pression capillaire de la manière suivante:

$$S_e(P_c) = \begin{cases} \left(\frac{P_c}{P_{atm}} \right)^\lambda & \text{pour } P_c \geq P_{atm} \\ 1 & \text{pour } P_c < P_{atm} \end{cases}$$

Le paramètre $\lambda > 0$ décrit la distribution des pores. Des valeurs faibles de λ indiquent un milieu poreux composé d'un seul type de grain, alors que des grandes valeurs de λ indiquent la grande non-uniformité du milieu poreux. La pression d'entrée est considérée comme la valeur minimale de pression capillaire pour déplacer la phase mouillante. On peut également écrire :

$$P_c = \frac{P_d}{\sqrt[\lambda]{S_e}}$$

7. La perméabilité relative

Les perméabilités relatives pondèrent la perméabilité intrinsèque pour chacun des deux fluides et permettent de dissocier la perméabilité du liquide de celle du gaz. Elles sont fonctions de la saturation de la phase et sont également obtenues expérimentalement. Les perméabilités relatives ont la particularité d'être des fonctions croissantes à valeurs dans $[0, 1]$ qui satisfont : $k_{rp}(S_p = 0) = 0$, $k_{rp}(S_p = 1) = 1$ (Figure 10).

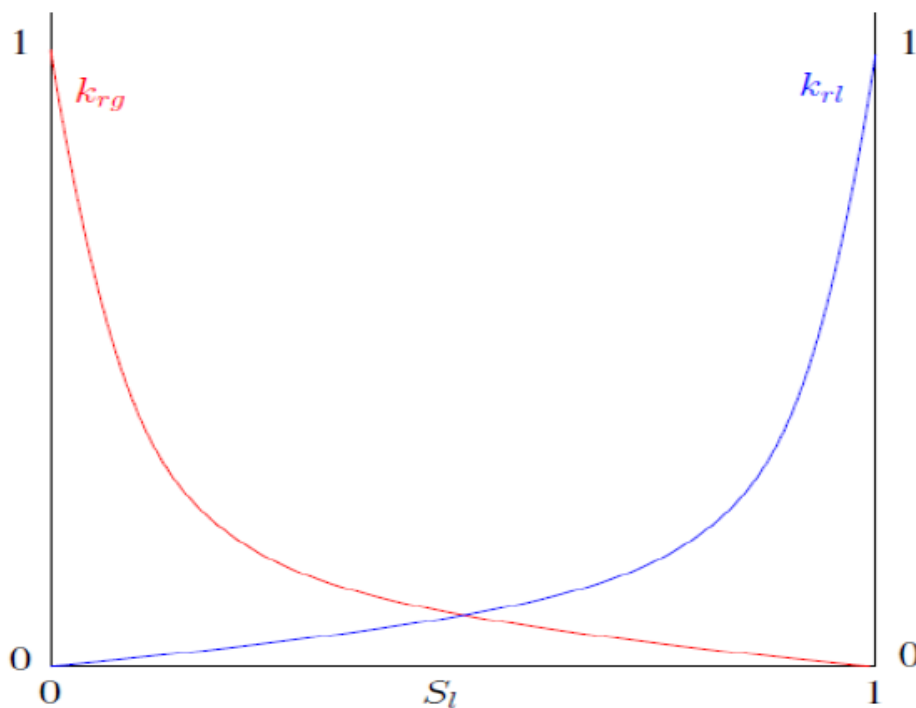


Figure 10 : Allure des perméabilités relatives

Mualem [93] propose un modèle analytique simple permettant de prédire les courbes de perméabilité relative de l'eau à partir des courbes de pression capillaire en fonction de la saturation effective qui, associé au modèle de Van Genuchten, donne :

$$K_{r,l} = S_e^{\frac{1}{2}} \left[1 - \left(1 - S_e^{\frac{1}{m}} \right)^m \right]^2$$

Parker [94] montre que l'on peut également définir une perméabilité relative au gaz, comme :

$$K_{r,g} = [1 - S_e]^{\frac{1}{2}} \left[1 - S_e^{\frac{1}{m}} \right]^{2m}$$

De la même manière, le modèle de Burdine [95] et Brooks and Corey [91] s'écrit :

$$K_{r,l} = S_e^{\frac{2+3\lambda}{\lambda}}$$

$$K_{r,g} = (1 - S_e)^2 \left[1 - S_e^{\frac{2+\lambda}{\lambda}} \right]$$

8. La conductivité hydraulique

Dans la littérature et plus précisément dans la modélisation des transferts d'humidité, les auteurs utilisent plus régulièrement la conductivité hydraulique à saturation K_s (m/s) qui est reliée aux deux autres perméabilités par la relation :

$$K_s = K_i K_{r,l} (S_e = 1) \frac{\rho_l g}{\mu_l}$$

ρ_l (kg/m³) et μ_l (Pa.s) sont respectivement la densité et la viscosité dynamique du liquide, respectivement.

H. Généralité sur le tournesol

1. Utilisation

Le tournesol est cultivé pour son huile, les tourteaux sont utilisés pour l'alimentation animale.

✚ **L'huile de tournesol** est l'une des mieux équilibrées quant aux acides gras qui la composent et elle est riche en acide linoléique, acide gras essentiel pour l'alimentation animale.

L'acide oléique a des qualités nutritionnelles qui intéressent aujourd'hui quelques grands fabricants d'huile alimentaire. Des sélectionneurs ont mis au point des variétés de tournesol dont l'huile contient plus de 60% d'acide oléique. Un certain nombre de ces variétés sont inscrites au catalogue variétal.

✚ **Le tourteau de tournesol**, c'est-à-dire le produit obtenu après extraction de l'huile et utilisé en alimentation animale, se situe parmi les meilleurs en raison de sa forte teneur en matières azotées totales (45-55%) et de la richesse en méthionine de ces dernières; sa teneur en vitamines du groupe B est également élevée (le tournesol contient plus de riboflavine que l'arachide ou le soja).

Comparé aux autres tourteaux, du point de vue minéral, celui du tournesol présente un meilleur équilibre phosphocalcique. Toutefois son taux élevé en cellulose en limite l'emploi chez les monogastriques. Il est néanmoins possible de décortiquer mécaniquement la graine pour obtenir un tourteau d'amande. Les sélectionneurs recherchent des variétés à coque mince et(ou) faciles à décortiquer.

Certaines utilisations non-alimentaires du tournesol se développent, en particulier pour la production de carburant diester. Sans atteindre le niveau du colza, les surfaces consacrées à ce nouveau débouché sont en augmentation significative (40 000 ha en 97 et 98 puis 76 000 ha en 1999), malgré des fluctuations conjoncturelles (64 000 ha en 2000).

2. Botanique, écophysiologie et composition de tournesol

2.1. Caractères généraux de la plante

Un stade est atteint lorsque 50 % des plantes sont à ce stade.
Les codes "lettres" ou "chiffres" sont équivalents.

Germination-levée		Phase végétative	Phase bouton floral
 Stade A1 (1.0) Apparition des hypocotyles en crocette.	 Stade A2 (1.1) Emergence des cotylédons et premières feuilles visibles.	 Stade B3-B4 (2.3-2.4) La seconde paire de feuilles opposées apparaît et a environ 4 cm de long ; les pétioles sont visibles du dessus.	 Stade E1 (3.1) Apparition du bouton floral étroitement inséré au milieu des jeunes feuilles : STADE BOUTON ÉTOILÉ.
Phase bouton floral		Floraison	
 Stade E2 (3.2) Le bouton se détache de la couronne foliaire, les bractées sont nettement distinguables des feuilles. Son diamètre varie de 0,5 à 2 cm.	 Stade E4 (3.4) Le bouton est nettement dégagé des feuilles, son diamètre varie de 5 à 8 cm, il demeure horizontal. Une partie des bractées se déploie.	 Stade F1 (4.1) Le bouton floral s'incline ; les fleurs ligulées sont perpendiculaires au plateau.	 Stade F3.2 (4.3) Les trois cerces de fleurons les plus externes ont leurs anthères visibles et dégagées et leurs stigmates déployés. Les trois cerces suivants ont leurs anthères visibles et dégagées.
Maturation			
 Stade M0 (5.0) Chute des fleurs ligulées. Le dos du capitule est encore vert.	 Stade M2 (5.2) Le dos du capitule est jaune. Les bractées sont aux 3/4 brunes. L'humidité de la graine avoisine 20-25 %.	 Stade M3 (5.3) Le dos du capitule est marbré de brun. Les bractées sont brunes. La tige se dessèche. L'humidité de la graine avoisine 15 %.	 Stade M4 (5.4) Tous les organes de la plante sont bruns foncés. L'humidité de la graine avoisine 10 %.

Figure 11 : Quelques stades repères du tournesol (CETIOM 2002)

C'est une plante à grand développement végétatif, aux larges feuilles. Sa hauteur varie de 2 à 4 mètres. Le système racinaire est de type pivotant avec une racine principale et un fort réseau de racines secondaires. L'inflorescence est un **grand capitule** (diamètre de 15 à 40 cm) très large, à fleurs ligulées, jaune d'or. Le nombre de fleurs contenues par le réceptacle est de l'ordre de 1500.

C'est une plante entomophile (dont les principaux pollinisateurs sont les abeilles et bourdons), autofertile. Les fruits sont des **akènes** à péricarpe membraneux, de couleur blanchâtre à noirâtre, souvent striés. Le péricarpe (coque ou écale), non soudé à la graine, représente de 18 à 40% du poids du fruit. Il entoure une amande contenant 55 à 70% d'huile. Au centre du capitule les fleurs ne donnent généralement pas de fruit, formant la « **tache stérile** ».

2.2. Le cycle de tournesol

Le cycle complet dure de 120 à 150 jours selon la précocité du cultivar. Dans ces conditions, sur la base d'un zéro de végétation théorique de 6°C, les exigences en sommes de températures varient de 1600 à 1700 degrés. jours. La floraison débute généralement entre le 65ème et le 70ème jour après la levée, soit 850 degrés. jours de sommes de températures (base 6°C). Des variations existent selon les variétés et selon les lieux de culture, ce qui suggère une interaction importante avec l'éclairement, auquel le tournesol est très sensible.

Cinq périodes clés codifiées en stades repères peuvent être distinguées :

✚ **Phase Semis-Levée (A0-A1)** : elle dure de 7 à 20 jours selon l'humidité du lit de semence et la température du sol. Le zéro de germination du tournesol est plus faible que celui du maïs, ce qui autorise un semis de 8 à 10 jours plus précoce (début/mi-avril). En cours de végétation, le tournesol est aussi plus résistant au froid (- 7 à - 8°C). L'exigence thermique à la levée est d'au moins 4°C avec un optimum voisin de 8°C. La levée est effective quand les jeunes plantules marquent la ligne de semis. La somme de températures "Semis-Levée" est de 190 degrés.jours (base 6°C).

✚ **Phase Levée - Stade cinq paires de feuilles (A1-B10)** : durant cette phase se mettent en place les parties aériennes (capteurs d'énergie solaire) et le système racinaire pivotant (capteur d'eau et d'éléments minéraux). La plante privilégie en début de cycle la mise en place du système racinaire : la vitesse de croissance des racines est trois fois supérieure à celle des feuilles durant cette période. La qualité de l'état structural de la couche labourée est très importante, le système racinaire étant très sensible aux accidents structuraux.

A la fin de cette phase (Stade B8) démarre également l'initiation des ébauches florales. La différenciation complète des pièces florales s'achèvera plus tard (Stade E1). L'alimentation en eau est très importante lors de l'initiation foliaire : un déficit hydrique durant cette phase peut réduire le nombre d'ébauches foliaires formées, mais les processus de différenciation des pièces florales sont surtout affectés par les basses températures.

✚ **Phase 5 paires de feuilles - Début floraison (B10-F1) :** c'est la phase de croissance exponentielle de la culture. Le rythme de la formation de la matière sèche peut atteindre 200 kg/ha/j. La croissance la plus spectaculaire concerne la surface foliaire dont le maximum est presque atteint à la fin de cette période comme pour le système racinaire. D'une durée de 40 à 50 jours, c'est également la période d'absorption maximale des éléments minéraux (azote, bore...).

✚ **La période de floraison (F1-F4) :** pour une plante donnée, cette période dure de 8 à 10 jours. Les floraisons n'étant pas parfaitement synchrones entre plantes, la floraison dure de 15 à 21 jours, suivant les variétés, pour l'ensemble d'une parcelle. Au cours de cette phase, la plante est très sensible aux contaminations du capitule par le Sclerotinia et au déficit hydrique. Durant cette période un déficit hydrique de 10 jours peut entraîner une chute de rendement de 30 à 35%, la composante du rendement la plus affectée étant le nombre de graines, la sécheresse entraînant l'avortement des ovules.

✚ **La période de remplissage des graines (F4-M3) :** les augmentations de matière sèche sont faibles pendant cette phase. Il y a surtout une redistribution des assimilats et une migration des réserves des parties végétatives (feuilles, tiges...) vers les graines. C'est également la phase de synthèse active des acides gras et de nouvelles synthèses protéiques à partir des acides aminés provenant de la dégradation des protéines des feuilles et des tiges.

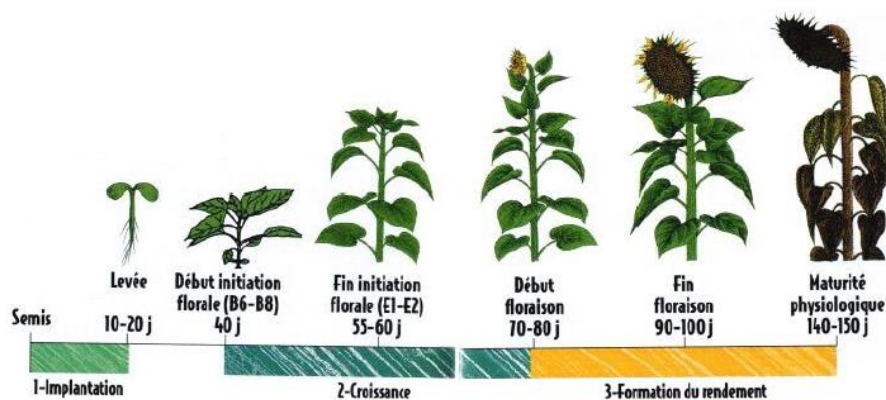


Figure 12 : Cycle de tournesol

3. Composition atomique et massique de tournesol

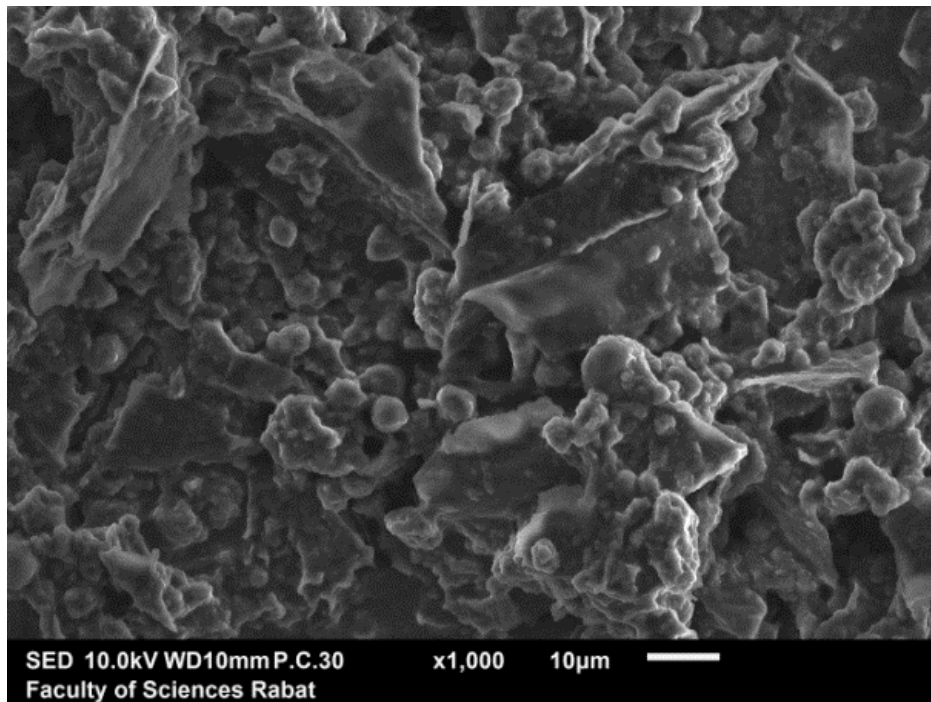


Figure 13 : SEM image of sunflower tournament waste

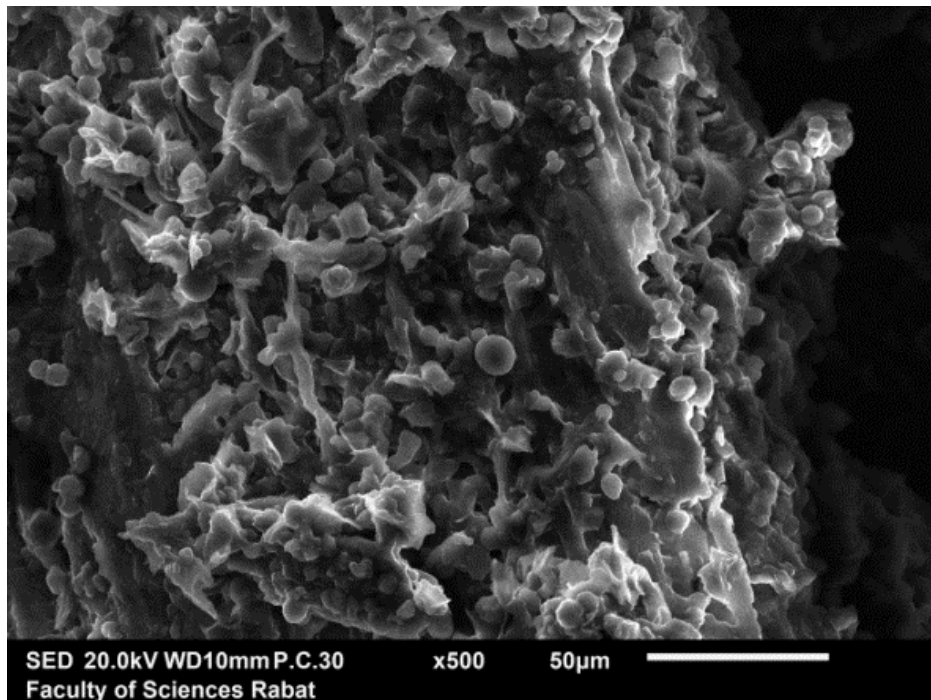


Figure 14 : SEM image of sunflower waste

Les figures 13 et 14, montrent le déchet de tourteau de tournesol et le déchet complet de tournesol en Microscope Electronique à Balayage, pour voir clairement la texture d'échantillon étudié.

Formula	mass%	Atom%
C	62,60	70,56
N	5,22	5,04
O	24,44	20,68
Na*	0,74	0,44
Mg	1,96	1,09
P	4,11	1,80
S*	0,93	0,93
total	100,00	100,00

Tableau 9 : La composition chimique massique et atomique des déchets de tournesol (tourteaux)

Formula	mass%	Atom%
C	73,31	79,11
N*	1,97	1,82
O	22,36	18,11
Mg*	0,26	0,14
P	0,98	0,41
S*	0,54	0,22
k*	0,53	0,19
total	100,00	100,00

Tableau 10 : La composition chimique massique et atomique des déchets de tournesol (complet)

Les tableaux suivants illustrent la composition massique et atomique des échantillons étudiés, ainsi que le pourcentage du Carbone (C), Azote (N), Oxygène (O), Magnésium (Mg), Phosphore (P), Sulfure (S), Sodium (Na), Potassium (K).

4. Production et superficie de tournesol au Maroc

4.1. Statistique de tournesol 2012/2013

4.1.1. Superficies 2012/2013

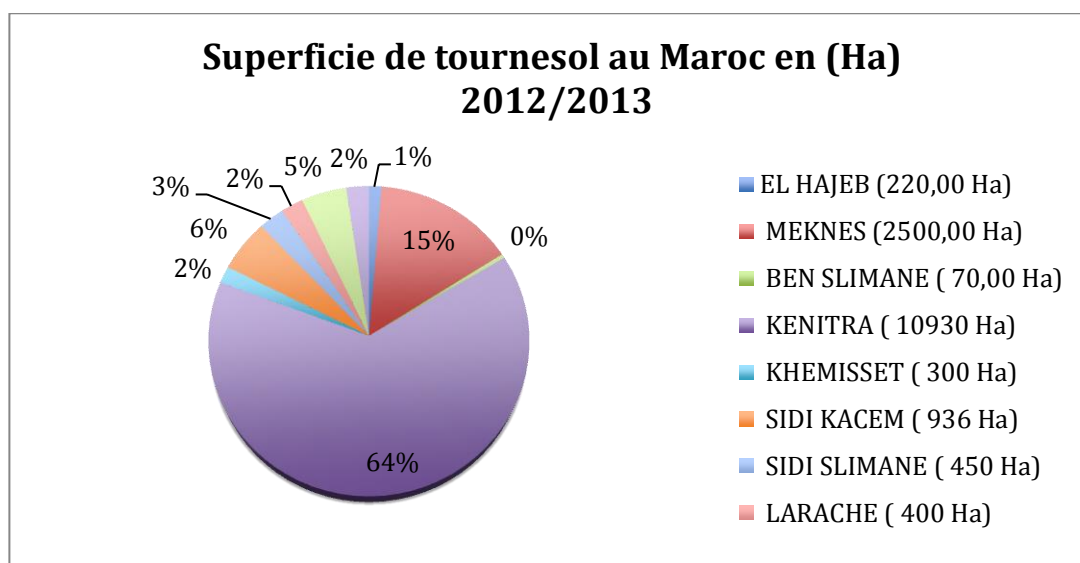


Figure 15 : Superficie de tournesol au Maroc (2012/2013)[96]

En 2012/2013 le tournesol se trouve dans quatre régions au Maroc :

- ✓ Région Fès-Meknès
- ✓ Région Grand Casablanca
- ✓ Région Rabat-Salé-Kenitra
- ✓ Région Tanger-Tétouan-Al Hoceima

4.1.2. Production 2012/2013

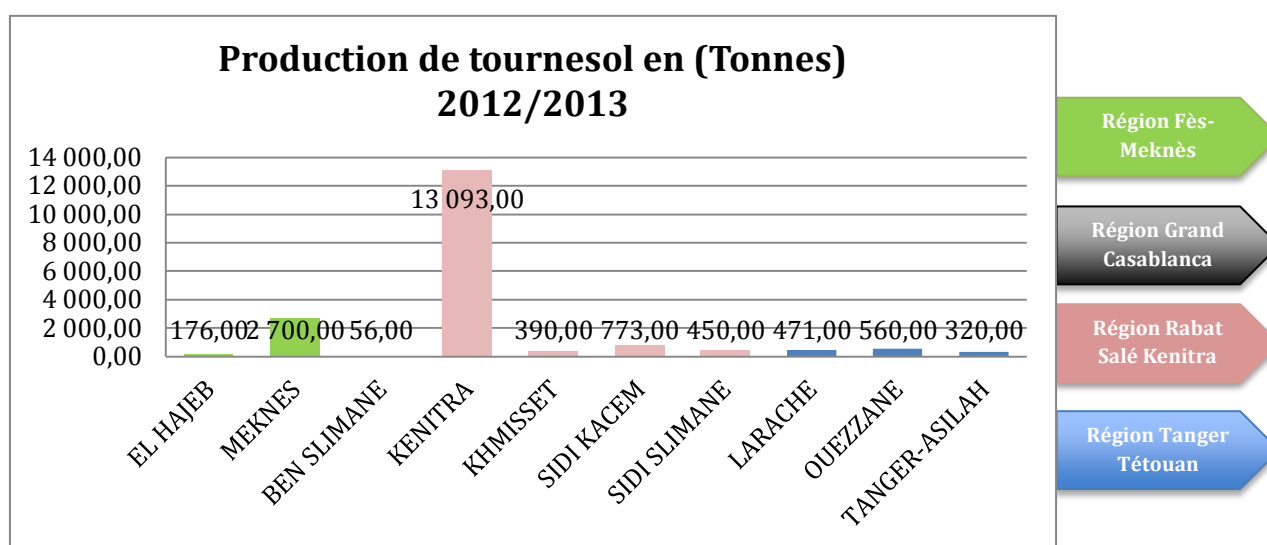


Figure 16 : Production de tournesol au Maroc (2012/2013)[96]

4.2. Statistique de tournesol 2013/2014

4.2.1. Superficies 2013/2014

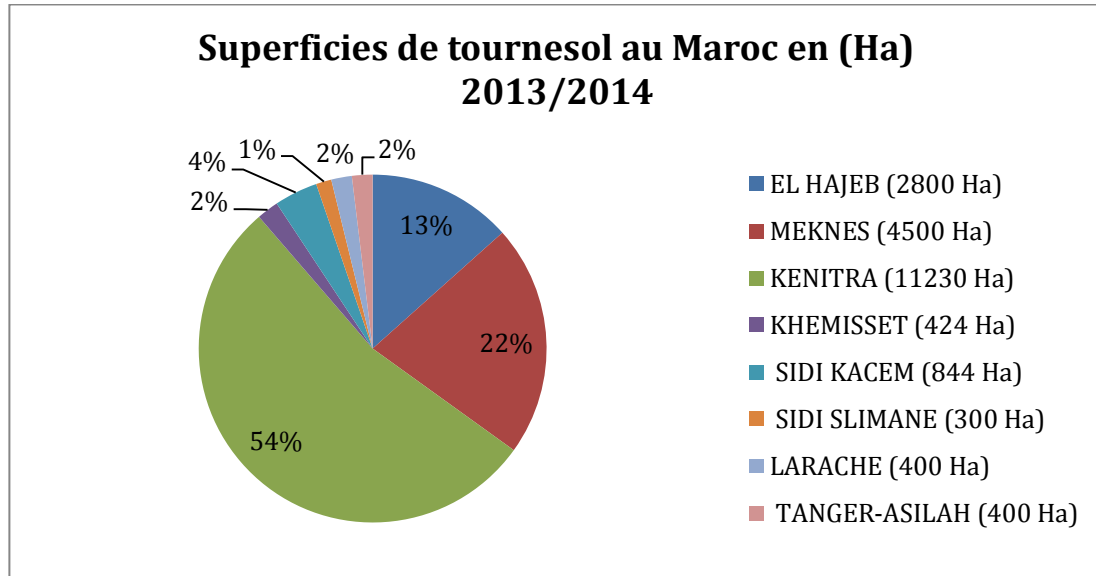


Figure 17 : Superficies de tournesol au Maroc (2013/2014)[96]

La figure 17 montre les trois régions au Maroc qui contiennent le tournesol en 2013/2014 :

- ✓ Région Rabat-Salé-Kenitra
- ✓ Région Fès-Meknès
- ✓ Région Tanger-Tétouan-Al Hoceima

4.2.2. Production 2013/2014

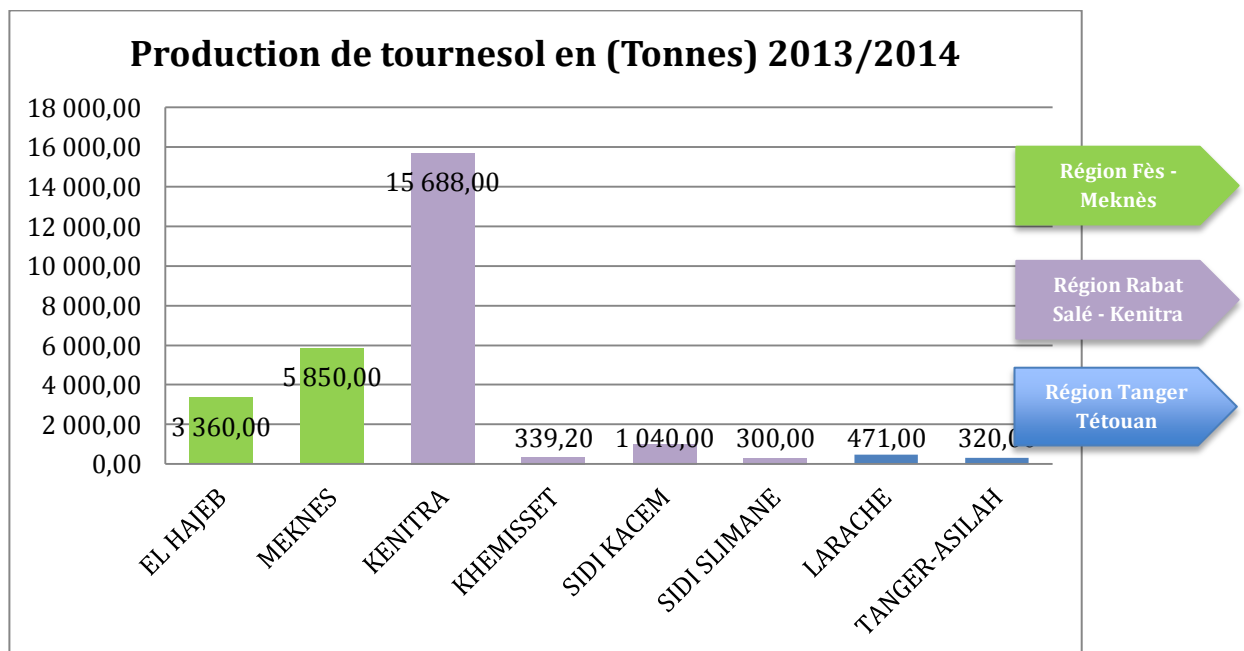


Figure 18 : Production de tournesol au Maroc (2013/2014)[96]

4.3. Statistique de tournesol 2014/2015

4.3.1. Superficies 2014/2015

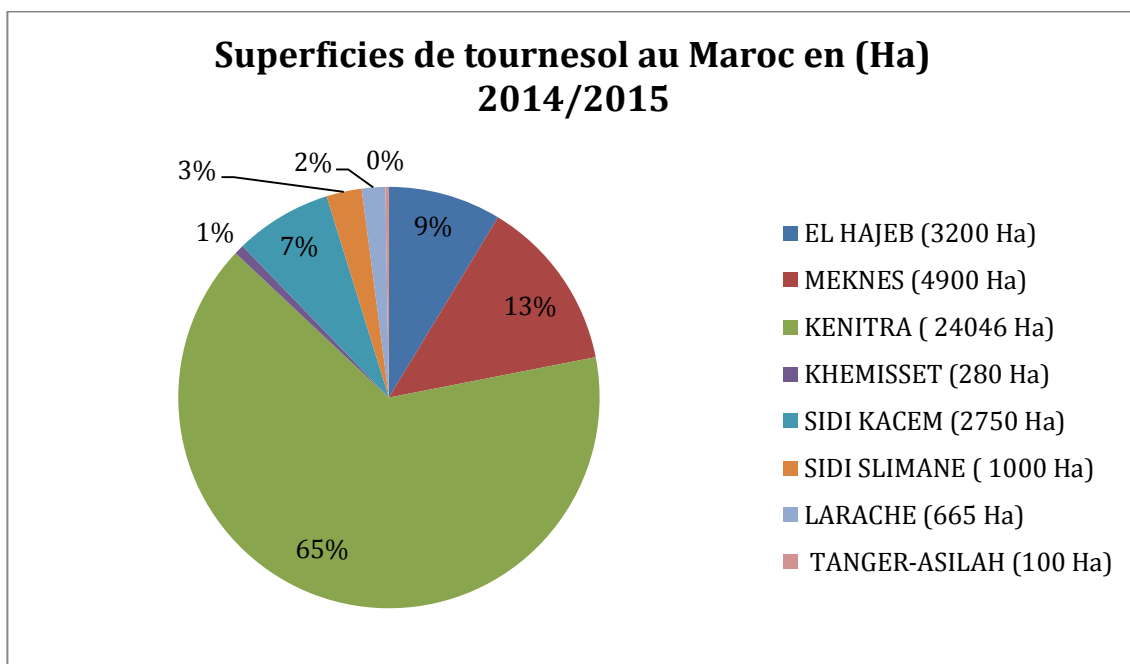


Figure 19 : Superficies de tournesol au Maroc (2014/2015)[96]

La figure ci-dessus montre les régions du tournesol au Maroc pour l'année 2014/2015 :

- ✓ Régions Fès-Meknès
- ✓ Région Rabat-Salé-Kenitra
- ✓ Région Tanger-Tétouan-Al Hoceima

4.3.2. Production 2014/2015

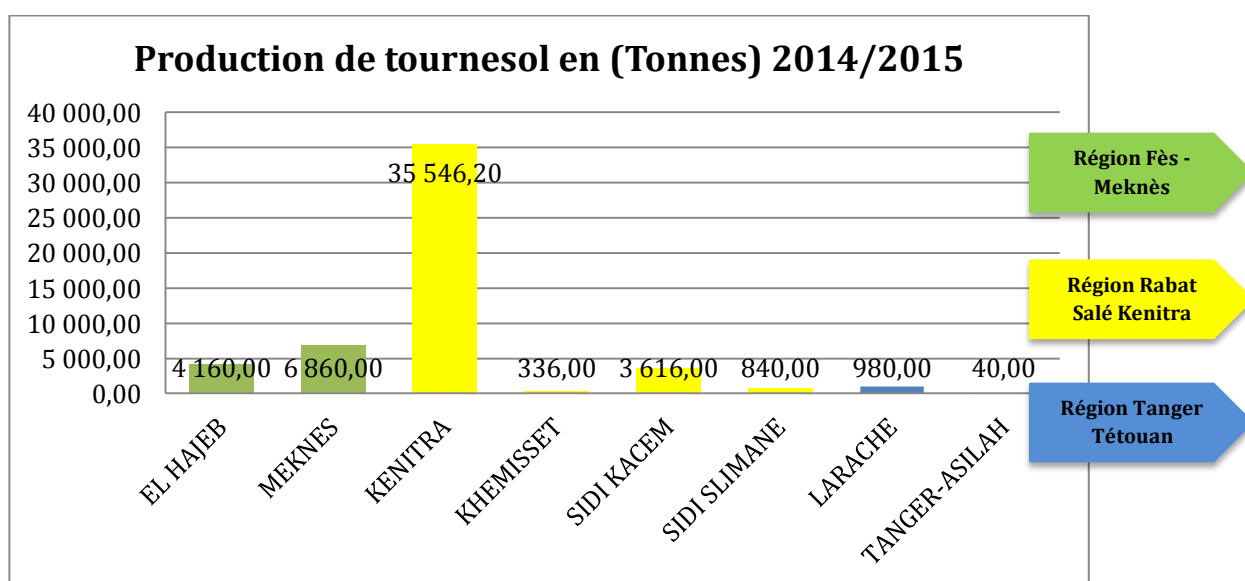


Figure 20 : Production de tournesol au Maroc (2014/2015)[96]

4.4. Statistique de tournesol 2015/2016

4.4.1. Superficies 2015/2016

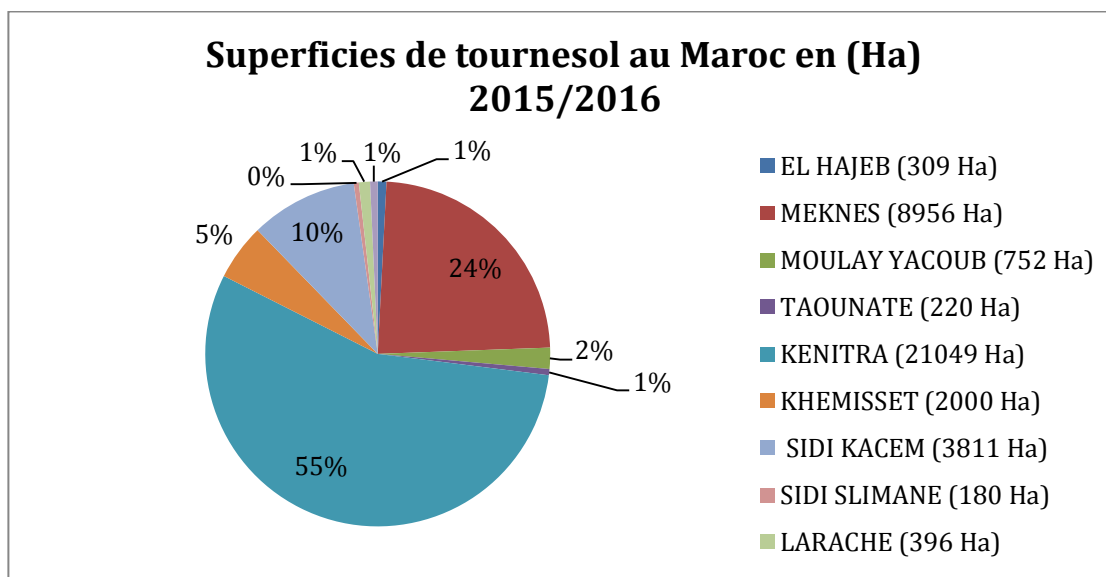


Figure 21 : Superficies de tournesol au Maroc (2015/2016)[96]

Dans l'année 2015/2016 le tournesol est situé dans trois régions :

- ✓ Région Fès-Meknès
- ✓ Région Rabat-Salé-Kenitra
- ✓ Région Tanger-Tétouan-Al Hoceima

4.4.2. Production 2015/2016

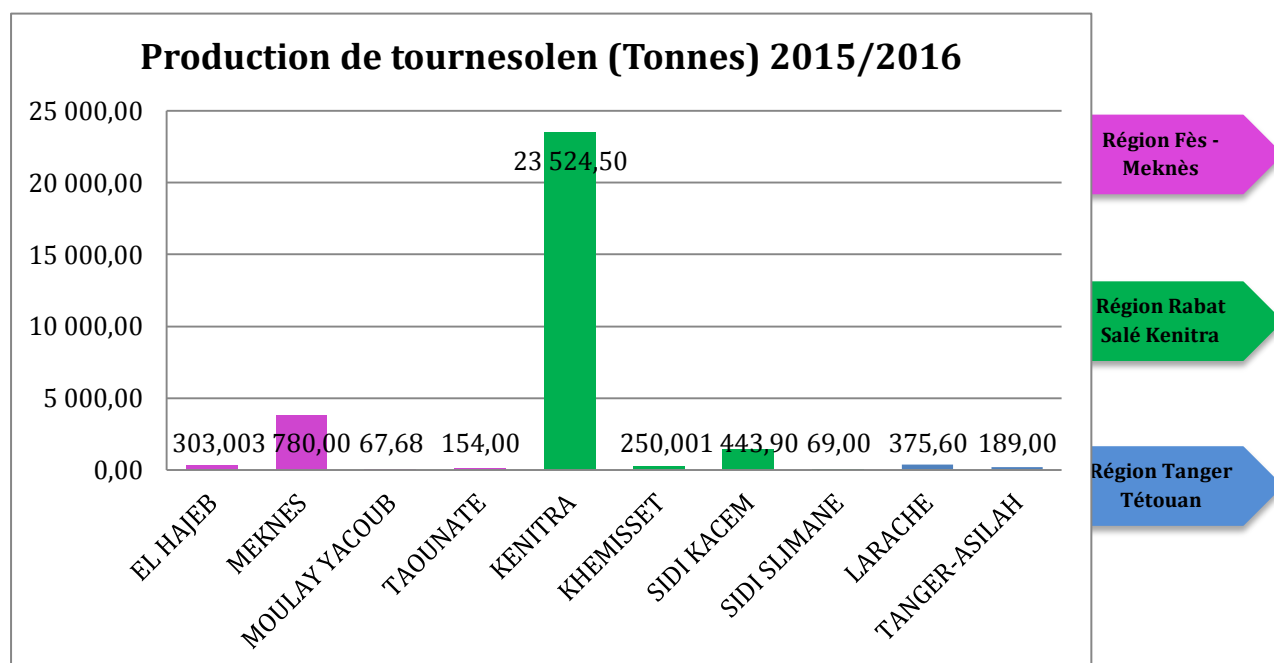


Figure 22 : Production de tournesol au Maroc (2015/2016) [96]

D'après l'analyse et l'interprétation des données du graphisme on peut avancer sans crainte de ne tromper que la province de Kenitra marque d'emblée l'hégémonie de la production de tournesol au Maroc, allant jusqu'à 64% de la production Nationale.

Il est à noter également que la production de tournesol a connu une évolution exponentielle entre 2012 et 2015, de sorte que le taux de production a enregistré une augmentation de 300% en 2015 par rapport à 2012.

Cela est probablement dû à la forte demande de cette plante sur le marché national (l'huile végétale et produits cosmétiques) d'une part ainsi qu'à la valeur lucrative de sa production sans oublier bien sûr l'encouragement de l'Etat inclus dans le Projet Maroc Vert. Toujours est-il qu'il faut souligner à ce propos que les provinces de Meknès et El Hajeb, ont commencé à s'intéresser d'avantage à la production de cette plante. Ceci est perceptible dans les taux de production notamment entre 2012 et 2015.

Conclusion

Le processus de la méthanisation est un moyen efficace qui permettra de traiter au maximum les effluents liquides et les déchets solides tels que les eaux usées, les boues de STEP, les effluents des industries agro-alimentaires ainsi que les déchets agricoles notamment les déjections animales. Le traitement des déchets par la voie de méthanisation réduit les matières polluantes contenues dans le sous produit à la fin du processus. De plus le processus de méthanisation des déchets permet d'obtenir de l'énergie via le biogaz produit.

La digestion anaérobie des déchets est très complexe à mettre en œuvre (instabilité du processus, accumulation des substrats solubles pouvant inhiber le processus). Le suivi en ligne des paramètres de contrôle (pH, température, AGVs) ainsi que l'homogénéisation du milieu réactionnel est difficilement possible est parfois inaccessible. L'accessibilité à l'agitation (mécanique) dépend de la taille de substrat dans le réacteur. Lorsque l'homogénéisation n'est pas possible, des gradients de températures peuvent se former dans le réacteur. Rappelons que la température fait partie des paramètres importants de la digestion anaérobie. Pour assurer la dégradation des matières organiques contenues dans les substrats, les conditions de développement des microorganismes doivent être respectées, ce qui n'est pas le cas des déchets présentant de siccité importante comme les déchets solides.

Pour suivre l'évolution des réactions de transformation dans le digesteur afin de mieux gérer les risques d'inhibitions, des modèles phénoménologiques de la digestion anaérobie ont été développés, Le chapitre suivant évoque la formulation mathématique du phénomène étudié.

Chapitre 2:

Formulation Mathématique

Introduction

La méthanisation est un **processus naturel** que l'homme cherche à comprendre, à domestiquer, pour le faire fonctionner plus vite, avec de meilleurs rendements, et répondre à des fonctions bien précises comme la transformation de la matière organique sous forme solide ou soluble, pour produire de l'énergie.

Dans cette section nous fournissons le cadre physique général pour d'écrire les écoulements diphasiques (liquide et gaz) sans changement de phase et sans considération de la déformation de la phase solide, ni la consolidation des déchets dans le modèle. Pour cela la dégradation des déchets solides est uniquement considérée dans le modèle biologique de dégradation et de production de méthane. Nous montrons les fonctions thermodynamiques et aussi les équations de conservation de matière et d'énergie. On va mettre en œuvre les hypothèses suivantes :

- ✓ Le gaz est parfait
- ✓ Les liquides sont immiscibles et incompressibles
- ✓ Utilisation des lois de la pression capillaire et de perméabilité
- ✓ L'écoulement est laminaire et décrit par la loi de darcy généralisé
- ✓ Le milieu est poreux de porosité constante
- ✓ Les fluides (gaz, liquide) sont newtoniens modélisés par la loi d'Arrhenius
- ✓ La nature de déchet est TOURNESOL

A. Dégradation de déchets et production de biogaz

Pour modéliser les phénomènes biologiques durant la dégradation des déchets, il faut connaître ces phénomènes, les différentes phases de dégradation, les familles de microorganismes qui participent à chaque phase et les paramètres et processus importants qui influent la dégradation des déchets et la production de biogaz, comme la température, la teneur en eau, la recirculation de lixiviat etc. Nous présentons ici d'abord les différentes phases de dégradation et les paramètres clé des modèles de dégradation, et ensuite les modèles de dégradation de type I et de type II.

1. les phases de dégradation des déchets :

Le nombre des phases de dégradation des déchets définies par différents auteurs varie entre trois et six, même plus, dépendant des données disponibles et de l'objectif recherché [93]. Dans cette partie nous résumons la représentation de la dégradation en quatre phases [94]. La décomposition des déchets est représentée par la succession d'une phase aérobie, d'une phase anaérobie acidogène, d'une phase anaérobie méthanogène accélérée et d'une phase ralentie de production de méthane. Cette description est basée sur des données de laboratoire.

1.1. Phase aérobie

La phase aérobie est donc la première grande étape dans la dégradation de la matière organique. L'accepteur final des électrons des réactions d'oxydo-réduction est l'oxygène de l'air. Ces réactions sont fortement exothermiques : elles peuvent générer de 380 à près de 460 kJ par mole d'oxygène consommée. C'est en effet durant cette période que de fortes montées en température sont observées dans un massif de déchets et que s'établissent les profils thermiques mesurés sur site [80][101]. Lors de la phase aérobie il y a également production d'eau et de dioxyde de carbone.

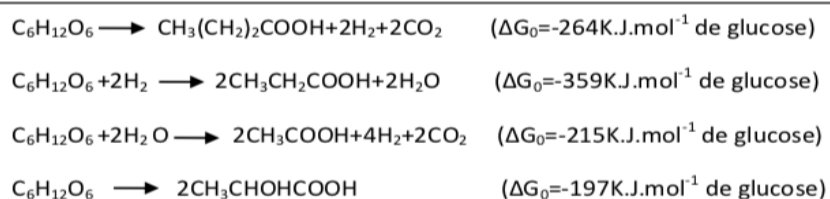
1.2. Phase anaérobie

La digestion anaérobie met en œuvre un écosystème microbien anaérobie complexe qui décompose la matière organique en quatre étapes successives pour aboutir au biogaz, mélange composé à 50-70% de méthane (CH_4) et 30-50% de dioxyde de carbone (CO_2). Elle résulte de l'activité d'un écosystème microbien anaérobie complexe. Le biogaz est une source d'énergie qui peut être utilisée directement en remplacement du gaz naturel, pour produire de la chaleur et de l'électricité par cogénération ou encore comme carburant pour véhicules.

Ainsi, la domestication par l'homme de ce processus naturel permet de traiter les eaux usées et les déchets tout en récupérant une source d'énergie renouvelable. La récupération de ce biogaz qui peut être émis lors de la dégradation naturelle de la matière organique contribue également à réduire les émissions de gaz à effet de serre auxquelles le méthane contribue fortement.

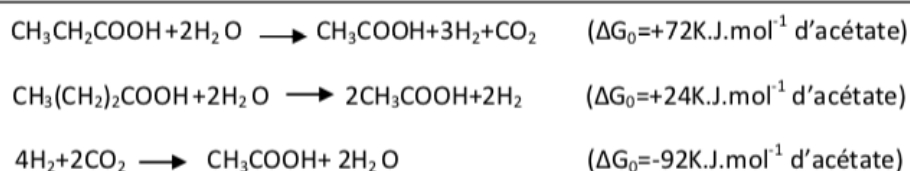
Les principales étapes des métabolismes anaérobies sont :

- l'hydrolyse: carbohydrates, protéines et composés lipidiques sont hydrolysés par des enzymes en molécules beaucoup plus simples.
- l'acidogénèse: les substrats issus de l'hydrolyse sont transformés en acides organiques, alcools, ammoniacque, dioxyde de carbone et hydrogène. Les réactions de dégradation du glucose sont présentées comme suit (Vigneron, 2005) [107]:



Les produits de l'hydrolyse peuvent aussi être transformés directement en acide acétique avec formation de dioxyde de carbone et d'hydrogène (acétogénèse).

- l'acétogénèse: les produits de l'acidogénèse sont alors transformés en acétate, formate, hydrogène et dioxyde de carbone. Lors de la troisième étape de la phase acide anaérobie, des micro-organismes acétogènes utilisent les AGV (acides gras volatils) et les alcools produits précédemment pour former de l'acide acétique, de l'hydrogène et du dioxyde de carbone, selon les réactions suivantes:



Trois types de microorganismes acétogènes sont connus (Pelmont, 1993) [1] :

- les homo-acétogènes qui produisent essentiellement de l'acétate à partir du CO_2 et du H_2 .
- les hétéro-acétogènes qui, à partir de substrats organiques, libèrent dans le milieu du butyrate et du caproate en plus de l'acétate.
- les formes mixotrophes qui utilisent à la fois le CO_2 , le H_2 et les substrats organiques. - La méthanogénèse: c'est l'étape finale de la digestion anaérobie qui transforme l'acétate et l'hydrogène en méthane et dioxyde de carbone.

1.3. la phase méthanogène accélérée

Pendant cette phase il y a une forte augmentation de la production de méthane qui atteint ses valeurs maximums. La concentration de méthane est de 50-70% dans le biogaz et la concentration en acides carboxyliques diminue. Ces acides sont consommés plus rapidement qu'ils sont produits. Le taux de production de méthane augmente ainsi que le pH. La concentration en matière organique présente dans les lixiviats diminue, ce qui se traduit par une baisse de la DCO. Il y a peu d'hydrolyse de la phase solide dans cette phase et les populations microbiennes cellulolitiques, acidogènes et méthanogènes augmentent.

1.4. la phase méthanogène ralentie

La phase finale de la décomposition des déchets est la phase méthanogène ralentie. Cette phase est caractérisée par la diminution de la concentration en acides carboxyliques au-dessous de 100 mg/l et l'augmentation du pH. Malgré la diminution des acides carboxyliques, il y a quand même un peu de DCO dans le lixiviat à cause de la dégradation des déchets lentement biodégradables [95] qui entraînent la formation de molécules complexes du type acides humiques.

B. Loi de darcy généralisé

L'étude des écoulements dans les milieux poreux a été réalisée par l'ingénieur Darcy en 1856, cette étude est parue dans « Mémoire sur les fontaines publiques de la ville de Dijon ». Les enquêtes d'Henry Darcy (1856) sur l'hydrologie de l'approvisionnement en eau de Dijon et ses expériences sur la circulation unidirectionnelle en régime permanent en milieu uniforme ont révélé une proportionnalité entre le débit et la différence de pression appliquée. Il a mis en évidence une relation linéaire entre la vitesse et le gradient de pression appliqué de part et d'autre du matériau poreux. La loi de Darcy s'applique à un milieu poreux homogène et isotrope. Parcouru par un écoulement à faible vitesse.

Les vitesses étudiées des phases fluides s'écoulant dans un milieu poreux peuvent s'exprimer à l'aide de la loi de Darcy généralisée :

$$\vec{V}_p = -\frac{K_{ip}K_{rp}}{\mu_p}(\vec{\nabla}P_p - \rho_p \vec{g}) \quad (1)$$

Où K_{ip} , K_{rp} , P_p et μ_p sont respectivement les perméabilités intrinsèque et relative, la viscosité dynamique et la pression de chaque phase (liquide, gaz).

1. Equation de conservation de la masse

Considérant le cas où l'environnement poreux est composé de matrice solide, liquide et gazeuse, la conservation de chaque composant (liquide, gaz) est la suivante:

1.1. La phase liquide

$$\frac{\partial m_l}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_l \vec{V}_l) = 0 \quad (2)$$

Avec : $m_l = \phi S_l \rho_l$

Où ϕ est la porosité du milieu, S_l la saturation en liquide, ρ_l la densité du liquide et $\vec{V}_l$ le taux de filtration (liquide) défini par la loi de Darcy. En introduisant l'équation de Darcy généralisée (1) sur l'équation (2), nous obtenons l'équation suivante:

$$\frac{\partial \phi S_l \rho_l}{\partial t} - \nabla \cdot \left[\rho_l \frac{K_{i,l} K_{r,l}}{\mu_l} (\vec{\nabla} P_l - \rho_l \vec{g}) \right] = 0 \quad (3)$$

La projection de l'équation (3) selon les coordonnées cylindriques tout en remarquant que:

$$j \frac{\partial S_l}{\partial t} - \frac{K_{i,l}}{m} \frac{\partial}{\partial r} \left(r K_{r,l} (\tilde{N} P_l) \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(K_{r,l} (\tilde{N} P_l - r_l g) \right) = 0 \quad (4)$$

Nous aurons:

$$\varphi \frac{\partial S_l}{\partial t} - \frac{K_{i,l}}{\mu_l} \left[\frac{\partial}{\partial r} r K_{r,l} X_{l,r} + \frac{\partial}{\partial z} K_{r,l} X_{l,z} \right] = 0 \quad (5)$$

$$\text{Avec : } X_{l,r} = \frac{\partial P_l}{\partial r} ; X_{l,z} = \frac{\partial P_l}{\partial z} - \rho_l g$$

Nous posons:

$$A' = \frac{K_{i,l}}{r \mu_l} \frac{\partial}{\partial r} r K_{r,l} X_{l,r} + \frac{K_{i,l}}{\mu_l} \frac{\partial}{\partial z} K_{r,l} X_{l,z} \quad (6)$$

On obtient :

$$\varphi \frac{\partial S_l}{\partial t} = A' \quad (7)$$

1.2. La phase gazeuse

$$\frac{\partial m_g}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_g \vec{V}_g) = \alpha_g \quad (8)$$

$$\text{Avec : } m_g = \varphi (1 - S_l) \rho_g ; \rho_g = \frac{M_g P_g}{RT}$$

où φ est la porosité du milieu, S_l la saturation en liquide, ρ_g la densité du gaz, $\vec{V}_g$ le taux de filtration (gaz) défini par la loi de Darcy, M_g est la masse molaire du gaz, R est la constante universelle des gaz parfaits, T la température, α_g le terme de la production de biogaz.

En introduisant l'équation de Darcy généralisée (1) sur l'équation (8), nous obtenons l'équation suivante:

$$\frac{\partial \phi (1 - S_l) \rho_g}{\partial t} - \nabla \cdot \left[\rho_g \frac{K_{i,g} K_{r,g}}{\mu_g} (\vec{\nabla} P_g - \rho_g \vec{g}) \right] = \alpha_g \quad (9)$$

La projection de l'équation (9) selon les coordonnées cylindriques tout en remarquant que:

$$-j r_g \frac{\partial S_l}{\partial t} + j (1 - S_l) \frac{\partial r_g}{\partial t} - \frac{K_{i,g}}{m_g} \frac{\partial}{\partial z} (r_g K_{r,g} (\tilde{\nabla} P_g - r_g g)) + \frac{\partial}{\partial r} (r_g K_{r,g} (\tilde{\nabla} P_g - r_g g)) = a_g \quad (10)$$

Nous aurons :

$$-\phi \rho_g \frac{\partial S_l}{\partial t} + \phi (1 - S_l) \frac{\partial \rho_g}{\partial t} - \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \left[\frac{\partial}{\partial r} r \rho_g K_{r,g} X_{g,r} + \frac{\partial}{\partial z} \rho_g K_{r,g} X_{g,z} - g \rho_g^2 K_{r,g} \right] = \alpha_g \quad (11)$$

$$\text{Avec : } X_{g,r} = \frac{\partial P_g}{\partial r} ; \quad X_{g,z} = \frac{\partial P_g}{\partial z}$$

Nous posons:

$$B' = \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \frac{\partial}{\partial z} \rho_g^2 \cdot g \cdot K_{r,g} \quad (12)$$

$$j (1 - S_l) \frac{\partial r_g}{\partial t} - A' r_g - \frac{K_{i,g}}{r m_g} \frac{\partial}{\partial r} (r r_g K_{r,g} X_{g,r})$$

$$\text{On obtient : } - \frac{K_{i,g}}{m_g} \frac{\partial}{\partial z} (r_g K_{r,g} X_{g,z}) = a_g - B' \quad (13)$$

C. Equation d'énergie

Nous nous intéressons dans nos recherches à la modélisation théorique de la loi de conservation de l'énergie dans un milieu poreux réactif (homogène, isotrope et indéformable) occupé par deux phases fluides (de l'eau et d'un gaz), éventuellement constituée de plusieurs espèces. Pour simplifier, comme pour l'étude des transferts de masse, nous supposons qu'un de ces deux fluides est au repos et que les changements de phase (évaporation ou condensation) sont négligeables. Nous supposons également que la matrice solide et les fluides sont à l'équilibre thermique et que le transport de chaleur radiatif est insignifiant devant les deux autres modes de transfert (conduction et convection). En adoptant ces hypothèses, la loi macroscopique de conservation de l'énergie dans le milieu poreux, prenant en compte la loi phénoménologique de Fourier, s'écrit:

$$\left(\rho C_p\right)^* \frac{\partial T}{\partial t} + \overrightarrow{W}_p \left(\rho C_p\right) \cdot \nabla T = \nabla \left(\lambda^* \nabla T\right) + Q \quad (14)$$

Où T est la température (de la phase solide et des phases fluides). ρC_p La capacité calorifique volumique du fluide en mouvement, Q le débit volumique d'énergie produite ou consommée par les réactions chimiques et ρC_p^* la capacité volumique équivalente (à pression constante), λ^* est la conductivité thermique équivalente du système triphasique considéré et $\overrightarrow{W}_p$ est le vecteur de la vitesse du fluide en mouvement, donné par la loi de Darcy suivante:

$$\overrightarrow{W}_p = W_{p1} \overrightarrow{e}_r + W_{p2} \overrightarrow{e}_z$$

La projection de l'équation (14) selon les coordonnées cylindriques en remarquant que:

$$\left(r C_p\right)^* \frac{\partial T}{\partial t} + \left(r C_p\right) \left[W_{p1} \frac{\partial T}{\partial r} + W_{p2} \frac{\partial T}{\partial z}\right] = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \lambda^* \frac{\partial T}{\partial r}\right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\lambda^* \frac{\partial T}{\partial z}\right] + Q \quad (15)$$

D. Modèles de dégradation de déchets et de production de biogaz

1. Modèle de dégradation type 1

La dégradation des déchets solides est représentée par une cinétique de dégradation de premier ordre des fractions biodégradables du déchet. Un modèle de type I considère que le terme de production de biogaz est directement obtenu à partir de la dégradation de déchets solides, et il ne considère pas les phénomènes biologiques de dégradation et des microorganismes participant à ces phénomènes (Schéma suivante).



1.1. Dégradation des déchets

Le modèle de type I considère que le terme de production de biogaz est obtenu directement à partir de la dégradation des déchets solides selon une cinétique de dégradation de premier ordre des fractions biodégradables du déchet [1][97][9] ont décomposé les déchets en trois fractions organiques, différentes suivant leur taux de biodégradabilité: une partie rapidement dégradable, une seconde moyennement et une dernière lentement. Les cinétiques de dégradation qui sont associées à ces trois types de déchets sont supposées être chacune du premier ordre. Pour chacune de ces trois fractions, il existe une constante cinétique reliée à la température par la loi d'Arrhenius.

Le taux de dégradation de chaque composante solide des déchets est représenté comme suit:

$$\frac{dA_i}{dt} = f A_i, \theta \quad (1)$$

Où A_i est la fraction i du déchet ($i=1$ rapidement, $i=2$ moyennement et $i=3$ lentement biodégradable) et est la teneur en eau des déchets. Comme le processus de dégradation des fractions biodégradables a lieu en condition non saturée, le taux de dégradation dépend de la teneur en eau du déchet. Straub et Lynch [80] ont proposé un modèle de dégradation qui dépend de la teneur en eau du déchet de la façon suivante:

$$\frac{dA_i}{dt} = -A_i K_h \quad (2)$$

Où K_h est la constante d'hydrolyse. Les valeurs de la constante d'hydrolyse dépendent des caractéristiques des fractions biodégradables des déchets, de la température et du pH mais principalement de la teneur en eau des déchets pendant la dégradation de la matière organique. Williams et al. [80] ont proposé que le taux de dégradation dépende linéairement de la teneur en eau des déchets et ont modifié la constants d'hydrolyse de la façon suivante :

$$K_h = \theta . K'_h \quad (3)$$

Dans ce cas on peut écrire l'équation comme suit :

$$A_t = A_0 \exp -K'_h . t \quad (4)$$

Où A_0 est la fraction biodégradable initiale et t est le temps.

1.2. La production de biogaz

La production de biogaz, également appelé gaz naturel, résulte du processus de fermentation de déchets organiques provenant de sources végétales ou animales. Cette production de biogaz change en fonction des composantes dégradables du déchet et de leur quantité. La production de biogaz est définie par loi exponentielle proposée par Halvadakis [99]. Cette loi fonctionne mal pour les premières instants du temps de dégradation d'un déchet jeune mais s'applique très bien à la phase anaérobie (Finidikakis et al) [97]:

$$\alpha_g = C_g \frac{dA_t}{dt}$$

Où : A_t est la fraction du déchet, C_g est le potentiel de production de biogaz en m^3/Kg et α_g est le taux de génération de biogaz.

La production de chaleur est obtenue à partir du taux de production de méthane:

$$\alpha_q = \frac{H}{2M_g} \alpha_g$$

Où H est l'énergie libérée par mole de méthane produit et est la masse molaire du méthane. La division par deux dans la formulation traduit l'hypothèse d'une teneur en méthane de 50% dans le biogaz.

1.3. Modèle développé de type 1 :

Le modèle développé la dégradation de type I est modifié l'équation (4) et pour considération d'effet des variations de saturation dans les cinétiques de dégradation. Comme nous l'avons déjà souligné, la saturation est utilisée comme une variable de notre modèle au lieu de la teneur en eau à cause de sa définition claire. La dégradation des fractions biodégradables du déchet solide entre le temps t et $t + dt$ est obtenue avec la formulation suivante:

$$A_i(t+dt) = A_i(t) \exp(-\lambda_i S_i T dt)$$

Où $\lambda_i(T)$ (S^{-1}) est la constante cinétique de génération de biogaz de la fraction biodégradable A_i , définie par la loi d'Arrhenius. Cette loi qui est basée sur une énergie d'activation constante pour déterminer le taux de dégradation s'écrit comme suit:

$$\lambda_i(T) = K_{hi} \cdot \exp(-E_{ai} / RT)$$

Où K_{hi} est la constante d'hydrolyse (s^{-1}), E_{ai} est l'énergie d'activation du composé i (J), T est la température (K) et R est la constante universelle des gaz parfaits (J). Alors, pour considérer l'effet de la saturation dans les cinétiques de dégradation, on peut écrire:

$$\lambda_i S_i T = f S_i \cdot K_{hi} \cdot \exp(-E_{ai} / RT)$$

Où $f S_i$ est la fonction de saturation que nous avons introduite précédemment. Pour cette fonction nous avons choisi le modèle de Gil Diaz (1995) [82] car aucune donnée de la bibliographie ne justifie à notre connaissance l'hypothèse de la diminution de la production de gaz dans les saturations élevées.

Selon ce modèle lorsque la saturation est nulle, la dégradation et la production de biogaz s'annulent et la fraction biodégradable de chaque composant reste constante. La production de biogaz pour la totalité des composants biodégradables du déchet, est la somme des productions de biogaz de chaque fraction biodégradable:

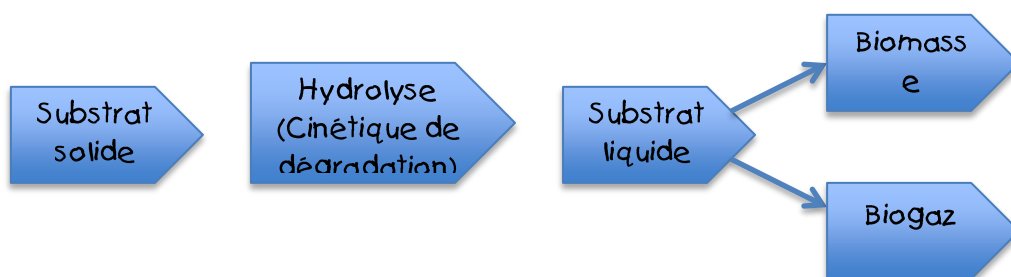
$$\alpha_q = \left[C_g \sum_{i=1}^3 \frac{A_i t + dt - A_i t}{dt} \right] \frac{H}{2.M_g}$$

Finalement la production de chaleur est obtenue directement à partir de la production de méthane:

$$\alpha_g = C_g \sum_{i=1}^3 \frac{A_i t + dt - A_i t}{dt}$$

2. Modèle de dégradation type 2

La majorité de résultats des simulations numériques nous montrent qu'un modèle de dégradation et de production de biogaz de type I sans considérer l'activité microbienne ne peut pas reproduire le comportement thermique des bioréacteurs observé sur site. Pour reproduire ce comportement thermique de façon correcte, il faut un modèle de dégradation plus complet qui considère la croissance des microorganismes dans les déchets, malgré l'augmentation du nombre de paramètres inconnus inhérente à la complexification du modèle. Nous présentons ici d'abord les modèles de type II qui se trouve dans la littérature et ensuite le modèle développé.



2.1. Modèle développé de type II

Notre modèle biologique est composé de différentes parties. La Figure suivante montre les différentes étapes de ce modèle.

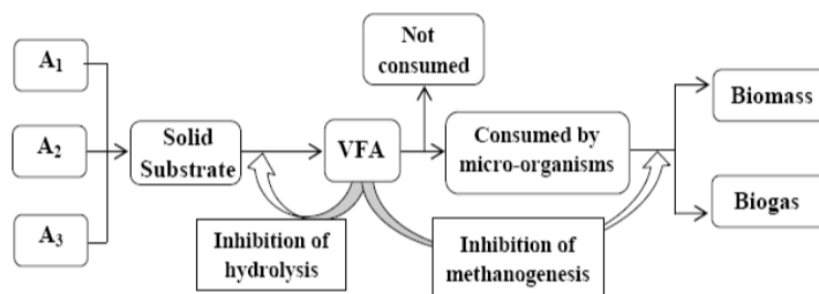


Figure 23 : Les différentes étapes de modèle type II.

2.2. Modèle d'El-Fadel

La modélisation de la production de méthane à partir de déchets est basée sur la description mathématique de l'écoulement du biogaz et sur des fonctions empiriques simplifiées pour le taux de production de méthane [97][99]. Halvadakis a proposé une description de la méthanogénèse basée sur les principes fondamentaux gouvernant les processus microbiologiques et les réactions biochimiques associés à la production de méthane et de dioxyde de carbone à partir des déchets. Il a développé un système d'équations qui décrit la dynamique d'un écosystème microbien simplifié, en utilisant le principe d'un substrat solide constitué par les déchets. Les formulations représentent l'hydrolyse du carbone organique solide du déchet, l'utilisation du carbone soluble par la biomasse, la croissance et la décroissance des biomasses acidogène et méthanogène et finalement la production de biogaz (méthane et CO_2) à partir d'acétate. Mais Halvadakis n'a pas considéré les effets de la température sur l'écosystème et donc sur la méthanogénèse. El-Fadel a développé un modèle numérique avec ces aspects bio-physico-chimiques fondamentaux pour modéliser la production et les transferts de biogaz et de chaleur dans les déchets.

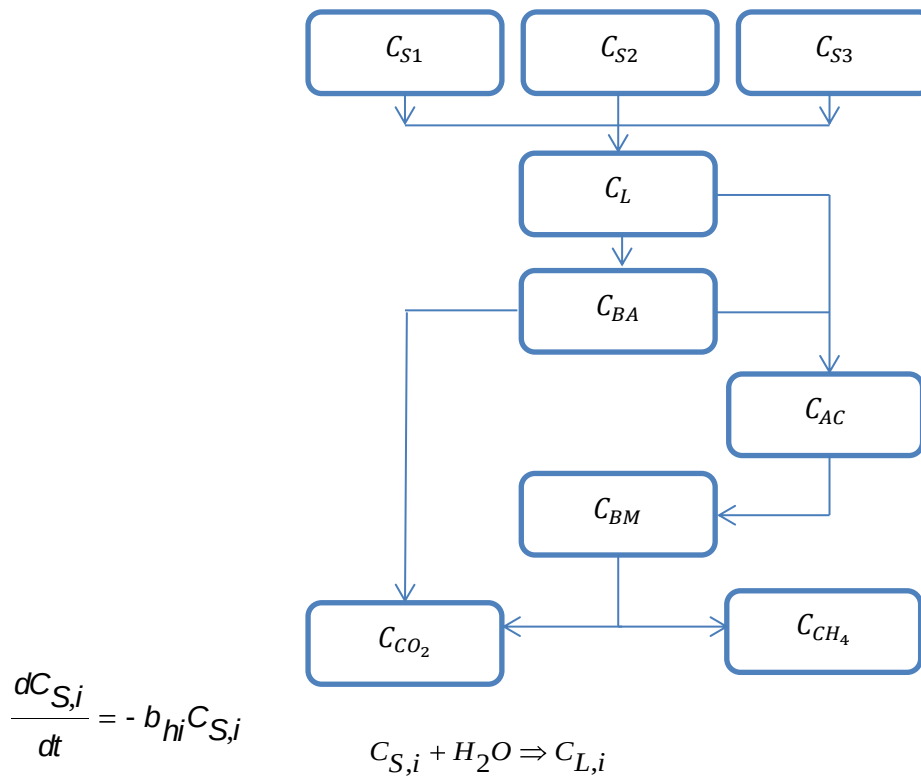
2.3. production de biogaz

La production de biogaz dans le modèle **d'El-Fadel** est basée sur l'utilisation du modèle de Monod [102][103][104] pour la croissance microbienne. Les équations traduisant la dynamique de l'écosystème incluent l'hydrolyse des composants précurseurs de la production de biogaz, l'utilisation du carbone dissous par les biomasses acidogènes, la naissance et la mort des biomasses acidogène et méthanogène et finalement la production de méthane et de

dioxyde de carbone à partir de l'acétate produit par la biomasse acidogène. Le modèle de production de biogaz a ainsi deux composantes principales, biochimique et biologique. Les paramètres physiques importants de ce modèle sont la densité des déchets, la teneur en eau, la porosité et la température.

La composante biochimique du modèle est basée sur l'hydrolyse de la fraction cellulosique des déchets qui est une étape limitant le taux de production de méthane [105][80].

Des cinétiques de premier ordre sont utilisées pour représenter l'hydrolyse des composants biodégradables:



C_S : Carbone organique solide

C_L : Carbone organique liquide

C_{BA} : Carbone de biomasse acidogène

C_{AC} : Carbone de l'acétate

C_{BM} : Carbone biomasse méthanogène

C_{CO_2} : Carbone de dioxyde de carbone

C_{CH_4} : Carbone de méthane

Où K_{hi} est la constante cinétique de premier ordre du composant i (j^{-1}), (C_s) est la teneur en carbone organique solide du composant i (kg / m^3) et (C_L) est la concentration en carbone organique dissous du composant i (kg / m^3).

La composante biologique du modèle de production de biogaz décrit la dynamique de l'écosystème du déchet. Le principe de conservation de la masse de carbone est couplé avec ce modèle pour lier les différents composants du modèle.

➤ Equation de Solide Organique

$$\frac{dC_{(s)i}}{dt} = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i})$$

➤ Equation de Liquide organique

$$\frac{dC_{(L)}}{dt} = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i}) - \left[\left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) C_{(BA)} \right]$$

➤ Equation de Biomasse acidogène

$$\frac{dC_{(BA)}}{dt} = \left[\left(\frac{\delta_A C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) - \beta_{dA} \right] C_{(BA)}$$

➤ Equation de Biomasse méthanogène

$$\frac{dC_{(BM)}}{dt} = \left[\left(\frac{\delta_A C_{(AC)}}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}} \right) - \beta_{dM} \right] C_{(BM)}$$

➤ Equation d'Acétate

$$\begin{aligned} \frac{dC_{(AC)}}{dt} = & \varphi_{AC} \left[1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) + \beta_{dA} \right] C_{(BA)} \\ & - \left[\left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}} \right) \right] C_{(BM)} \end{aligned}$$

➤ Equation de Méthane

$$\frac{dC_{(CH_4)}}{dt} = \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}} \right) - \beta_{dM} \right] C_{(BM)}$$

➤ Equation de Dioxyde de carbone

$$\begin{aligned} \frac{dC_{(CO_2)}}{dt} = & 1 - \varphi_{AC} \left[1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) + \beta_{dA} \right] C_{(BA)} \\ & - 1 - \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}} \right) \right] C_{(BM)} \end{aligned}$$

Conclusion :

Dans ce deuxième chapitre, on a présenté les équations de la biodégradation ainsi que l'équation de la conservation de la masse et le bilan d'énergie.

Ces équations peuvent modéliser les phénomènes biologiques des microorganismes durant la dégradation anaérobie des déchets ainsi que ses différentes phases, et pour savoir également les familles des microorganismes qui participent à ce processus et qui influent la dégradation des déchets et la production de biogaz.

Ces équations n'admettent pas de solutions analytiques, ce qui exige l'utilisation des méthodes de résolution numériques, comme la méthode des volumes finis pour les équations de la conservation de la masse et de l'énergie, et la méthode de Runge-Kutta pour la résolution des équations de la dégradation biologique des déchets.

Chapitre 3 :

Méthode de résolution

Introduction

Les modèles mathématiques des sciences et des techniques se présentent très souvent sous la forme de systèmes d'équations différentielles qui lient des fonctions inconnues à leurs dérivées partielles. Des conditions initiales et des conditions limites sont en général requises pour compléter le modèle. Par exemple, la loi physique de la conservation de l'énergie peut s'exprimer comme une équation différentielle de la température, fonction de la position et du temps. Pour tirer une information pertinente sur le processus physique modélisé, il est essentiel de trouver la fonction satisfaisant l'équation différentielle et les conditions aux limites. Il s'agit donc de résoudre un problème différentiel aux conditions aux limites.

Le chapitre précédent contient des équations de ce type de problème dont la solution peut parfois être obtenue analytiquement. Toutefois, dans la plupart des cas, cela n'est pas possible et l'unique possibilité est de calculer une fonction approchée au moyen de méthodes numériques. L'idée de base consiste à ne rechercher que la valeur des fonctions inconnues en un grand nombre de points : il s'agit de la discrétisation. Au lieu de résoudre un problème différentiel ou problème continu, on résout un grand système algébrique qu'on appelle le problème discret. Evidemment, les problèmes discrets dérivés de la modélisation physique se caractérisent par leur très grande taille et on n'a pu envisager leur résolution qu'avec les progrès récents de l'informatique.

Nous avons adopté la MVF et Runge-Kutta, parce qu'elles possèdent diverses propriétés telles que la conservation locale des flux, le respect du principe du maximum, la possibilité de l'appliquer à des maillages quelconques (maillages structurés ou non structurés) qui la rendent attractive. Un autre avantage de cette méthode est qu'elle conduit à des schémas numériques robustes. Cela explique pourquoi cette méthode est largement employée dans divers domaines : la mécanique des fluides, le transfert de chaleur et de masse, la simulation de réservoirs dans le génie pétrolier, etc.

A. Les méthodes numériques

1. Méthode des différences finis (MDF)

La méthode des différences finies, présente une technique de résolution des équations aux dérivées partielles, par l'approximation de dérivées par des différences finies. Cette méthode consiste à subdiviser le domaine d'étude en un nombre déterminé de nœuds et à représenter la fonction recherchée en chacun des nœuds du domaine par un développement limité en série de Taylor. Ainsi, l'équation différentielle est transformée en équation algébrique pour chaque nœud. La résolution du système d'équations algébriques permet d'obtenir la distribution de la fonction étudiée dans le domaine d'étude.

La méthode de différence finie ne permet pas la prise en compte des conditions de passage d'un milieu physique à un autre et des non-linéarités, cela nécessite un traitement spécifique. D'autre part, elle s'adapte mal aux objets de la géométrie complexe à cause de la rigidité du maillage.

2. Méthode des éléments finis (MEF)

Cette méthode consiste à transformer les équations différentielles sous des formes intégrales basées sur le concept de minimisation d'une quantité (comme l'énergie...), conduisant à la solution exacte. En d'autre terme elle s'agisse de trouver une fonction globale représentant le modèle mathématique dans le domaine étudié. Le principe fondamental de la méthode des éléments finis consiste à [41,42] :

- Définir une partition du domaine d'étude c'est-à-dire subdiviser le domaine d'étude en régions élémentaires (Eléments Finis)
- Représenter la fonction inconnue sur chacun de ces éléments par une approximation polynomiale.
- Construire les formes intégrales.
- Minimiser l'intégrale.
- Une organisation matricielle des calculs.
- Une résolution du système algébrique.

La MEF est une méthode très puissante pour la résolution des équations aux dérivées partielles surtout dans les géométries complexes. Sa mise en œuvre par contre, est assez compliquée et nécessite une place mémoire assez importante.

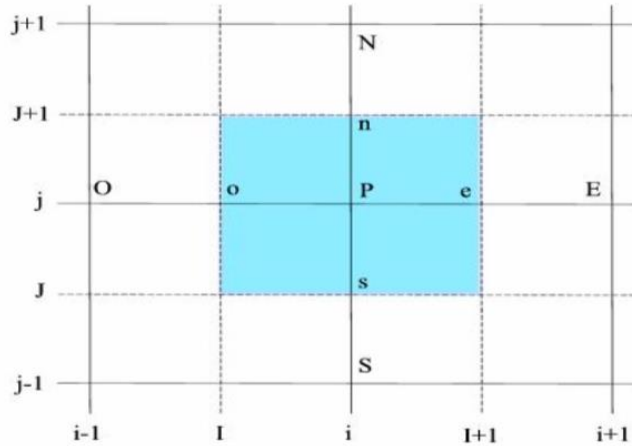
3. Méthode des Volumes Finis (MVF)

La méthode des volumes finis est une version spéciale de la méthode des résidus pondérés où la fonction de projection égale à l'unité [40]. Cette méthode consiste à subdiviser le domaine d'étude en volumes élémentaires de telle manière que chaque volume entoure un nœud principal P . Chaque volume est délimité par: deux interfaces dans le cas monodimensionnel noté (e,w) , quatre interfaces dans le cas bidimensionnel (e,w,s,n) et six interfaces dans le cas tridimensionnel (e,w,s,n,t,b) . Chaque nœud principal P est limité par des nœuds voisins (E,W) dans le cas monodimensionnel, (E,W,S,N) dans le cas bidimensionnel, et (E,W,S,N,T,B) dans le cas tridimensionnel. L'équation différentielle est intégrée dans chaque volume élémentaire fini. Pour calculer l'intégrale dans ce volume élémentaire l'inconnue est représentée à l'aide d'une fonction d'approximation (linéaire, parabolique, exponentielle, de puissance etc.) entre deux nœuds consécutifs. Ensuite, la forme intégrale est discrétisée dans le domaine d'étude. Le résultat de discrétisation donne une équation algébrique qui est constituée par les valeurs nodales.

B. Maillage

A deux dimensions, le domaine est subdivisé en un nombre fini de volumes de contrôle qui sont constitués d'éléments de surface régulière.

Le maillage a la forme suivante :



Où: P est le nœud principal, i l'indice de discrétisation suivant l'axe des "x", j l'indice de discrétisation suivant l'axe des "z". Le temps sera indexé par l'indice "k". En général, les lettres E, O, N et S représentent respectivement l'Est, l'Ouest, le Nord et le Sud.

Le carré coloré en bleu clair représente un élément de volume de contrôle. Les segments [PE] et [PN] valent respectivement Δx et Δz .

Par la suite, nous allons adopter les maillages suivants :

→ Suivant l'axe des "x" : $x(i) = (i-1)\Delta x$

Où : Δx est le pas de discrétisation suivant cette direction.

→ Suivant l'axe des "z" : $z(j) = (j-1)\Delta z$

Où : Δz est le pas de discrétisation suivant cette direction.

C. Discrétisation

1. Conservation de la masse

- En intégrant l'équation (1) suivant le volume de contrôle ($rdrdz$) et le long de l'intervalle de temps de longueur dt , il vient :

$$\int_0^{dt+t} \int_0^r \int_0^z \frac{\partial S_l}{\partial t} dt dr dz = \int_0^{dt+t} \int_0^r \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial r} (r K_{r,j} X_{l,r}) r dt dr dz + \int_0^{dt+t} \int_0^r \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial z} (K_{r,j} X_{l,z}) dt dr dz$$

En calculant terme à terme, les intégrales de l'équation ci-dessus, conduisent à :

$$\int_0^{dt+t} \int_0^r \frac{\partial S_l}{\partial t} dt dr dz = \rho_p S_{lp}^{dt+t} - S_{lp}^t \Delta r \Delta z$$

$$\int_0^{dt+t} \int_0^r \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial r} (r K_{r,j} X_{l,r}) r dt dr dz = \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial r} (r K_{r,j} X_{l,r}) \bigg|_{r_p}^{dt+t} Dr Dz Dt$$

$$\int_0^{dt+t} \int_0^r \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial z} (K_{r,j} X_{l,z}) dt dr dz = \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial z} (K_{r,j} X_{l,z}) \bigg|_{z_p}^{dt+t} Dr Dz Dt$$

En introduisant les indices i et j il vient :

$$j r_p (S_{l(i,j)}^{dt+t} - S_{l(i,j)}^t) Dr Dz = \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial r} (r K_{r,j} X_{l,r}) \bigg|_{r_p}^{dt+t} Dr Dz Dt + r_p \frac{K_{i,j}}{m_j} \frac{\partial}{\partial z} (K_{r,j} X_{l,z}) \bigg|_{z_p}^{dt+t} Dr Dz Dt$$

Ou encore :

$$S_{l(i,j)}^{dt+t} = S_{l(i,j)}^t + \frac{K_{i,j}}{r_p m_j} \frac{\partial}{\partial r} (r K_{r,j} X_{l,r}) \bigg|_{r_p}^{dt+t} Dt + \frac{K_{i,j}}{j m_j} \frac{\partial}{\partial z} (K_{r,j} X_{l,z}) \bigg|_{z_p}^{dt+t} Dt$$

- En intégrant l'équation (2) suivant le volume de contrôle (rdrdz) et le long de l'intervalle de temps de longueur dt, il vient :

$$\begin{aligned} & \iint \int_t^{dt+t} \varphi_r \left(1 - S_l \frac{\partial \rho_g}{\partial t} \right) dt dr dz + \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \iint \int_t^{dt+t} r \frac{\partial}{\partial z} \rho_g K_{r,g} X_{g,z} dt dr dz \\ & + \iint \int_t^{dt+t} r \rho_g A' dt dr dz + \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \iint \int_t^{dt+t} \frac{\partial}{\partial r} r \rho_g K_{r,g} X_{g,r} dt dr dz \\ & = \iint \int_t^{dt+t} r \left(\alpha_g - B' \right) dt dr dz \end{aligned}$$

Cette équation peut se mettre sous forme d'un système d'équations algébriques suivante:

$$A(i,j) \left(r_g \right)_{(i+1,j)}^{dt+t} + B(i,j) \left(r_g \right)_{(i,j+1)}^{dt+t} + C(i,j) \left(r_g \right)_{(i-1,j)}^{dt+t} + F(i,j) \left(r_g \right)_{(i,j)}^{dt+t} + G(i,j) \left(r_g \right)_{(i,j-1)}^{dt+t} = D(i,j)$$

Avec :

$$A(i,j) = \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \frac{\Delta z \Delta t}{2} r K_{r,g} X_{g,r}^{dt+t}$$

$$B(i,j) = r_p \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \frac{\Delta r \Delta t}{2} K_{r,g} X_{g,z}^{dt+t}$$

$$C(i,j) = -\frac{K_{i,g}}{\mu_g} \frac{\Delta z \Delta t}{2} r K_{r,g} X_{g,r}^{dt+t}$$

$$G(i,j) = -r_p \frac{K_{i,g}}{\mu_g} \frac{\Delta r \Delta t}{2} K_{r,g} X_{g,z}^{dt+t}$$

$$F(i,j) = \varphi_r \left(1 - S_{lp}^t \right) \Delta r \Delta z$$

$$D(i,j) = \alpha_g - B_p' \frac{dt+t}{p} r_p \Delta r \Delta z \Delta t + \varphi \left(1 - S_{lp}^t \right) - A_p' \frac{dt+t}{p} \Delta t r_p \Delta r \Delta z \rho_g^t$$

2. Bilan d'Energie

En intégrant l'équation (9) suivant le volume de contrôle ($rdrdz$) et le long de l'intervalle de temps de longueur dt , il vient :

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} \left(r C_p \right) \frac{\partial}{\partial r} \left(W_{p1} \frac{\partial T}{\partial r} \right) + W_{p2} \frac{\partial T}{\partial z} \bigg|_r dt dr dz + \frac{\partial}{\partial t} \left(r C_p \right)^* \frac{\partial T}{\partial t} r dt dr dz \\ & = \frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \right) r dt dr dz + \frac{\partial}{\partial t} Q r dt dr dz + \frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{1}{z^2} \right) r dt dr dz \end{aligned}$$

En calculant terme à terme les intégrales de l'équation ci-dessus, on trouve :

$$A(i,j)(T)_{(i+1,j)}^{dt+dt} + B(i,j)(T)_{(i,j+1)}^{dt+dt} + C(i,j)(T)_{(i-1,j)}^{dt+dt} + F(i,j)(T)_{(i,j)}^{dt+dt} + G(i,j)(T)_{(i,j-1)}^{dt+dt} = D(i,j)$$

Avec :

$$\begin{aligned} A(i,j) &= \frac{\partial}{\partial r} \left(r C_p \right) \left(W_{p1} \right)_p^{k+1} - \frac{1}{2Dr} \left(2r_p + Dr \right) \frac{\partial}{\partial z} \bigg|_{\emptyset}^{DtDt} \\ B(i,j) &= r_p \frac{\partial}{\partial z} \left(r C_p \right) \frac{\left(W_{p2} \right)_p^{k+1}}{2} - \frac{1}{Dz} \frac{\partial}{\partial t} \bigg|_{\emptyset}^{DtDr} \\ C(i,j) &= - \frac{\partial}{\partial r} \left(r C_p \right) \left(W_{p1} \right)_p^{k+1} + \frac{1}{2Dr} \left(2r_p - Dr \right) \frac{\partial}{\partial z} \bigg|_{\emptyset}^{DtDt} \\ G(i,j) &= - r_p \frac{\partial}{\partial z} \left(r C_p \right) \frac{\left(W_{p2} \right)_p^{k+1}}{2} - \frac{1}{Dz} \frac{\partial}{\partial t} \bigg|_{\emptyset}^{DtDr} \\ F(i,j) &= 2 \frac{\partial}{\partial z} r_p \frac{DrDt}{Dz} + \frac{\partial}{\partial r} r_p \frac{DzDt}{2Dr} + r_p \left(r C_p \right)^* Dr Dz \\ D(i,j) &= r_p \left(r C_p \right)^* T_p^t Dr Dz + Q r_p Dr Dz Dt \end{aligned}$$

3. Méthode de double balayage

On remarque que les équations algébriques (10) et (11) peuvent s'écrire sous la forme suivante :

$$A(i, j)\phi_{(i+1, j)}^{dt+t} + B(i, j)\phi_{(i, j+1)}^{dt+t} + C(i, j)\phi_{(i-1, j)}^{dt+t} + F(i, j)\phi_{(i, j)}^{dt+t} + G(i, j)\phi_{(i, j-1)}^{dt+t} = D(i, j)$$

On applique pour cette équation la méthode de double balayage deux fois à demi-temps.

- Premier demi-temps

L'équation précédente peut se mettre sous la forme suivante :

$$A(i, j)\phi_{(i+1, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + C(i, j)\phi_{(i-1, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + F(i, j)\phi_{(i, j)}^{\frac{dt}{2}+t} = H(i, j)$$

Avec :

$$H(i, j) = D(i, j) - B(i, j)\phi_{(i, j+1)}^{dt+t} - G(i, j)\phi_{(i, j-1)}^{dt+t}$$

On pose :

$$\phi_{(i, j)}^{\frac{dt}{2}+t} = \alpha(i, j)\phi_{(i+1, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + \beta(i, j)$$

Ce qui donne :

$$\phi_{(i-1, j)}^{\frac{dt}{2}+t} = \alpha(i-1, j)\phi_{(i, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + \beta(i-1, j)$$

En introduisant l'équation (b) dans l'équation (x), il vient :

$$A(i, j)\phi_{(i+1, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + C(i, j)\alpha(i-1, j)\phi_{(i, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + C(i, j)\beta(i-1, j) + F(i, j)\phi_{(i, j)}^{\frac{dt}{2}+t} = H(i, j)$$

Cette équation peut se mettre sous la forme :

$$\phi_{(i, j)}^{\frac{dt}{2}+t} = -\frac{A(i, j)}{F(i, j) + C(i, j)\alpha(i-1, j)}\phi_{(i+1, j)}^{\frac{dt}{2}+t} + \frac{H(i, j) - C(i, j)\beta(i-1, j)}{F(i, j) + C(i, j)\alpha(i-1, j)}$$

Une comparaison entre cette équation et l'équation (a) conduit à :

$$\alpha(i, j) = -\frac{A(i, j)}{F(i, j) + C(i, j)\alpha(i-1, j)}$$

$$\beta(i, j) = \frac{H(i, j) - C(i, j)\beta(i-1, j)}{F(i, j) + C(i, j)\alpha(i-1, j)}$$

- Deuxième demi-temps

L'équation (12) peut se mettre sous la forme suivante :

$$B(i, j)\phi_{(i, j+1)}^{t+dt} + G(i, j)\phi_{(i, j-1)}^{t+dt} + F(i, j)\phi_{(i, j)}^{t+dt} = H(i, j)$$

Avec :

$$H(i, j) = D(i, j) - A(i, j)\phi_{(i+1, j)}^{t+\frac{dt}{2}} - C(i, j)\phi_{(i-1, j)}^{t+\frac{dt}{2}}$$

On pose :

$$\phi_{(i, j)}^{dt+t} = \alpha(i, j)\phi_{(i, j+1)}^{dt+t} + \beta(i, j)$$

Ce qui donne :

$$\phi_{(i, j-1)}^{dt+t} = \alpha(i, j-1)\phi_{(i, j)}^{dt+t} + \beta(i, j-1)$$

En introduisant l'équation (bx) dans l'équation (xx), il vient :

$$B(i, j)\phi_{(i, j+1)}^{dt+t} + G(i, j)\alpha(i, j-1)\phi_{(i, j)}^{dt+t} + G(i, j)\beta(i, j-1) + F(i, j)\phi_{(i, j)}^{dt+t} = H(i, j)$$

Cette équation peut se mettre sous la forme :

$$\phi_{(i, j)}^{dt+t} = -\frac{B(i, j)}{F(i, j) + G(i, j)\alpha(i, j-1)}\phi_{(i, j+1)}^{dt+t} + \frac{H(i, j) - G(i, j)\beta(i, j-1)}{F(i, j) + G(i, j)\alpha(i, j-1)}$$

Une comparaison entre cette équation et l'équation (ax) conduit à :

$$\alpha(i, j) = -\frac{B(i, j)}{F(i, j) + G(i, j)\alpha(i, j-1)}$$

$$\beta(i, j) = \frac{H(i, j) - G(i, j)\beta(i, j-1)}{F(i, j) + G(i, j)\alpha(i, j-1)}$$

4. les équations de la production de biogaz

Carl Runge (1856-1927) et Martin Kutta (1867-1944) ont proposé en 1895 de résoudre le problème de Cauchy. Les méthodes de Runge-Kutta présentent l'avantage d'avoir des ordres de plus en plus élevés tout en évitant le calcul des dérivées requises pour les méthodes de Taylor [116].

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial y}{\partial t} = f(y, t) \\ y(t=0) = y_0 \end{array} \right\}$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$Y^{k+1}(i, j) = Y^k(i, j) + \Delta t f(Y^{k+1/2}(i, j))$$

Or

$$Y^{k+1/2}(i, j) = Y^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(Y^k(i, j))$$

On discrétise les différentes équations de la production de biogaz par la méthode de Runge- Kutta implicite à l'ordre 2.

Modèle d'EL-FADEL

✓ L'équation de la concentration de **solide organique** devient :

$$\frac{dC_{(s)i}}{dt} = f(C_{(s)i})$$

Avec :

$$\frac{dC_{(s)i}}{dt} = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i})$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(s)i}^{k+1}(i, j) = C_{(s)i}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(s)i}^{k+1/2}(i, j))$$

Ou :

$$C_{(s)i}^{k+1/2}(i, j) = C_{(s)i}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(s)i}^k(i, j))$$

Avec :

$$f(C_{(s)i}^{k+1/2}(i, j)) = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i}^{k+1/2}(i, j))$$

Et

$$f(C_{(s)i}^k(i, j)) = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i}^k(i, j))$$

- ✓ L'équation de la concentration de **Liquide organique** devient :

$$\frac{dC_{(L)}}{dt} = f(C_{(L)})$$

Avec :

$$f(C_{(L)}) = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i}) - \left[\left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) C_{(BA)} \right]$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(L)}^{k+1}(i, j) = C_{(L)}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(L)}^{k+1/2}(i, j))$$

Or

$$C_{(L)}^{k+1/2}(i, j) = C_{(L)}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(L)}^k(i, j))$$

Avec :

$$f(C_{(L)}^{k+1/2}(i, j)) = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i}^k(i, j)) - \left[\left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}^{k+1/2}(i, j)}{\beta_{S_A} + C_{(L)}^{k+1/2}(i, j)} \right) C_{(BA)}^k(i, j) \right]$$

Et

$$f(C_{(L)}^k(i, j)) = -\sum_{i=1}^3 (\beta_{hi} C_{(s)i}^k(i, j)) - \left[\left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{S_A} + C_{(L)}^k(i, j)} \right) C_{(BA)}^k(i, j) \right]$$

- ✓ L'équation de la concentration de biomasse acidogène devient:

$$\frac{dC_{(BA)}}{dt} = f(C_{(BA)})$$

Avec :

$$f(C_{(BA)}) = \left[\left(\frac{\delta_A C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) - \beta_{dA} \right] C_{(BA)}$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(BA)}^{k+1}(i, j) = C_{(BA)}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(BA)}^{k+1/2}(i, j))$$

Où :

$$C_{(BA)}^{k+1/2}(i, j) = C_{(BA)}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(BA)}^k(i, j))$$

Avec :

$$f(C_{(BA)}^{k+1/2}(i, j)) = \frac{\delta_A C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{S_A} + C_{(L)}^k(i, j)} - b_{dA} C_{(BA)}^{k+1/2}(i, j)$$

Et :

$$f(C_{(BA)}^k(i, j)) = \left[\left(\frac{\delta_A C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{S_A} + C_{(L)}^k(i, j)} \right) - \beta_{dA} \right] C_{(BA)}^k(i, j)$$

✓ L'équation de la concentration de biomasse méthanogène devient:

$$\frac{dC_{(BM)}}{dt} = f C_{(BM)}$$

Avec :

$$f C_{(BM)} = \left[\left(\frac{\delta_M C_{(AC)}}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}} \right) - \beta_{dM} \right] C_{(BM)}$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(BM)}^{k+1}(i, j) = C_{(BM)}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(BM)}^{k+1/2}(i, j))$$

Où :

$$C_{(BM)}^{k+1/2}(i, j) = C_{(BM)}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(BM)}^k(i, j))$$

Avec :

$$f(C_{(BM)}^{k+1/2}(i, j)) = \frac{\delta_M C_{(AC)}^k(i, j)}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}^k(i, j)} - b_{dM} C_{(BM)}^{k+1/2}(i, j)$$

Et :

$$f(C_{(BM)}^k(i, j)) = \frac{\delta_M d_M C_{(AC)}^k(i, j)}{\delta_M b_{SM} + C_{(AC)}^k(i, j)} - b_{dM} C_{(BM)}^k(i, j)$$

✓ L'équation de la concentration d'Acétate devient :

$$\frac{dC_{(AC)}}{dt} = f(C_{(AC)})$$

Avec :

$$f(C_{(AC)}) = j_{AC} \left(1 - j_A \right) \frac{\delta_A C_{(L)}}{\delta_A b_{SA} + C_{(L)}} + b_{dA} C_{(BA)} - \frac{\delta_M C_{(AC)}}{\delta_M b_{SM} + C_{(AC)}} C_{(BM)}$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(AC)}^{k+1}(i, j) = C_{(AC)}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(AC)}^{k+1/2}(i, j))$$

Où :

$$C_{(AC)}^{k+1/2}(i, j) = C_{(AC)}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(AC)}^k(i, j))$$

Avec :

$$f(C_{(AC)}^{k+1/2}(i, j)) = \varphi_{AC} \left[1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{SA} + C_{(L)}^k(i, j)} \right) + \beta_{dA} \right] C_{(BA)}^k(i, j) - \left[\left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}^{k+1/2}(i, j)}{\beta_{SM} + C_{(AC)}^{k+1/2}(i, j)} \right) \right] C_{(BM)}^k(i, j)$$

Et :

$$f(C_{(AC)}^k(i, j)) = \varphi_{AC} \left[1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{SA} + C_{(L)}^k(i, j)} \right) + \beta_{dA} \right] C_{(BA)}^k(i, j) - \left[\left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}^k(i, j)}{\beta_{SM} + C_{(AC)}^k(i, j)} \right) \right] C_{(BM)}^k(i, j)$$

- ✓ L'équation de la concentration de Méthane :

$$\frac{dC_{(CH_4)}}{dt} = f C_{(CH_4)}$$

Avec :

$$f C_{(CH_4)} = \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}}{\beta_{SM} + C_{(AC)}} \right) - \beta_{dM} \right] C_{(BM)}$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(CH_4)}^{k+1}(i, j) = C_{(CH_4)}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(CH_4)}^{k+1/2}(i, j))$$

Où :

$$C_{(CH_4)}^{k+1/2}(i, j) = C_{(CH_4)}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(CH_4)}^k(i, j))$$

Avec :

$$f(C_{(CH_4)}^{k+1/2}(i, j)) = \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}^k(i, j)}{\beta_{SM} + C_{(AC)}^k(i, j)} \right) - \beta_{dM} \right] C_{(BM)}^k(i, j)$$

Et :

$$f(C_{(CH_4)}^k(i, j)) = \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}^k(i, j)}{\beta_{SM} + C_{(AC)}^k(i, j)} \right) - \beta_{dM} \right] C_{(BM)}^k(i, j)$$

- ✓ L'équation de la concentration de dioxyde de carbone :

$$\frac{dC_{(CO_2)}}{dt} = f C_{(CO_2)}$$

Avec :

$$f_{C_{(CO_2)}} = 1 - \varphi_{AC} \left[1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}}{\beta_{S_A} + C_{(L)}} \right) + \beta_{dA} \right] C_{(BA)} -$$

$$1 - \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}} \right) \right] C_{(BM)}$$

D'après la méthode de Runge-Kutta implicite à l'ordre 2 cette équation s'écrit :

$$C_{(CO_2)}^{k+1}(i, j) = C_{(CO_2)}^k(i, j) + \Delta t f(C_{(CO_2)}^{k+1/2}(i, j))$$

Où :

$$C_{(CO_2)}^{k+1/2}(i, j) = C_{(CO_2)}^k(i, j) + \frac{\Delta t}{2} f(C_{(CO_2)}^k(i, j))$$

Avec :

$$f_{C_{(CO_2)}}^{k+1/2}(i, j) = 1 - \varphi_{AC} \left[1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \left(\frac{C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{S_A} + C_{(L)}^k(i, j)} \right) + \beta_{dA} \right] C_{(BA)}^k(i, j)$$

$$- 1 - \varphi_{CH_4} \left[1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \left(\frac{C_{(AC)}^k(i, j)}{\beta_{S_M} + C_{(AC)}^k(i, j)} \right) \right] C_{(BM)}^k(i, j)$$

Et :

$$f \ C_{(CO_2)}^k(i, j) = 1 - \varphi_{AC} \left[\begin{array}{c} 1 - \varphi_A \left(\frac{\delta_A}{\varphi_A} \right) \\ \left(\frac{C_{(L)}^k(i, j)}{\beta_{SA} + C_{(L)}^k(i, j)} \right) + \beta_{dA} \end{array} \right] C_{(BA)}^k(i, j) \\ - 1 - \varphi_{CH_4} \left[\begin{array}{c} 1 - \varphi_M \left(\frac{\delta_M}{\varphi_M} \right) \\ \left(\frac{C_{(AC)}^k(i, j)}{\beta_{SM} + C_{(AC)}^k(i, j)} \right) \end{array} \right] C_{(BM)}^k(i, j)$$

Conclusion

Dans le chapitre précédent nous avons obtenues un système des équations qui n'acceptent pas de solutions analytiques, d'où un recours aux méthodes numériques s'avère nécessaire. On se trouve opté pour l'utilisation de la méthode des volumes finis et la méthode de Runge-kutta implicite à l'ordre 2.

Toutes les équations sont discrétisées selon un schéma centré dans l'espace et retardé dans le temps, les calculs sont fait à l'aide d'un profil initial qui satisfait aux conditions aux limites. L'utilisation de ces valeurs permet la détermination des profils de la température, la saturation en liquide et les concentrations en chaque phase de dégradation. Les équations algébriques sont résolus avec un code numérique en Fortran, et les résultats ainsi que leurs discussions seront montrés dans le chapitre qui suie.

Chapitre 4:

Résultats et discussions

Introduction

Dans ce chapitre, on va contrôler les concentrations des produits biologiques et la production de biogaz, ainsi que les variations de la saturation de la densité des déchets, masse et volume sur la dégradation anaérobie pour les deux échantillons des déchets, graine de tournesol complète et sur le tourteau de tournesol. Afin de valider le modèle numérique utilisé, on a fait une étude comparative avec les travaux d'autres auteurs.

De nombreuses simulations réalisées de manière préliminaire, notamment dans le cadre de l'étude de la sensibilité du modèle ont souligné l'interdépendance des valeurs des paramètres biologiques choisis et des conditions initiales en microorganismes méthanogènes.

A. Paramètres thermiques et biologiques

1. Paramètres thermiques et biologiques du modèle de type I

Des valeurs de la constante de dégradation sont proposées par différents auteurs comme Lee et al. (1993) [110], El-Fadel et al. (1996) [9], Manna et al. (1999) [108], Young (1995) [112], Zacharof and Butler (2001) [113], Harstrick et al. (2001) [80], Lee et al. (2001)[111] et Lobo (2003) [114]. Ces valeurs varient entre $1,157.10^{-12}$ et $1,157.10^{-3}$ pour l'hydrolyse, $1,157.10^{-9}$ et $1,157.10^{-3}$ pour l'acétogénèse et entre $1,157.10^{-10}$ et $1,157.10^{-1}$ pour la méthanogénèse acétoclastique, pour les fractions rapidement et lentement dégradables. Ces grandes gammes de valeurs sont attribuables aussi bien à la variabilité des déchets qu'aux difficultés expérimentales liées à l'obtention de ces résultats (Lobo Garcia de Cortazar, 2005)[115]. Les valeurs proposées pour les paramètres sont présentées dans le Tableau suivant.

Paramètres	Valeurs	Références
$C_{Tb} (m^3 \cdot kg^{-1} \text{ déchets})$	0,06 - 0,17 0,068 0,024 - 0,031 0,178 0,12	Vigneron (2005) Gidakos et al. (2005) Mehta et al. (2002) Arigala et al (1995) Findikakis et al (1979)
H (KJ)	40 - 255 108 - 255 68 2 - 60 45	Lanini (1998) El-Fadel et al. (1996) Augenstein et al. (1999) Aran (2000) Aguilar (2000)

Tableau 11 : Paramètres thermiques et biologiques des déchets du modèle de type I

2. Paramètres thermiques et biologiques du modèle de type II

paramètres	valeurs	source	substrat
K_{hi} Constante cinétique de dégradation de premier ordre (j^{-1})			
K_{hi} hydrate de carbone	0,0066-0,018 (35°C) 0,15 (28°C) 0,025-0,2 (~60°C) 0,08-0,24 (55°C) 0,09-0,26 (30°C) 0,2 (60°C) 0,26-0,31 (35°C) 0,25-0,4 (23 et 55°C) 1,0(60°C) 1,0 (60°C)	Terashima et Lin (2000) Vavilin et al. (1997) Christ et al. (2000) Kim et al. (2000) Veeken et Hamelers (1999) Mora Naranjo et al. (2002) Stinson et Ham (1995) Siegrist et al. (2002) Angelidaki et al. (1993) Haarstrick et al. (2001)	Hydrates de carbone Cellulose Hydrates de carbone Déchet alimentaire Déchets Légumes, Fruits, Jardins Cellulose Cellulose Boue Lisier Hydrates de carbone
K_{hi} Protéine, lipide, autres	$2,0 \cdot 10^{-6} - 5,0 \cdot 10^{-5}$ (60°C) $6,0 \cdot 10^{-5} - 1,6 \cdot 10^{-4}$ $4,0 \cdot 10^{-5} - 8,0 \cdot 10^{-4}$ $8,0 \cdot 10^{-4}$ $9,0 \cdot 10^{-4} - 1,2 \cdot 10^{-3}$ (35°C) $4,2 \cdot 10^{-3} - 7,2 \cdot 10^{-3}$ (35°C) 0,005-0,01 (~60°C) 0,015-0,075 (~60°C) 0,075 (60°C)	El Fadel et al. (1996) Pareek et al. (1999) Pareek et al. (1999) Borzacconi et al. (1997) Lee et al. (1993) Terashima et Lin (2000) Terashima et Lin (2000) Christ et al. (2000) Christ et al. (2000) Haarstrick et al. (2001)	DND Papier journal Sciure de bois DND DND Lipides Protéines Lipides Protéines DND
K_d : Taux de mortalité (j^{-1})			
$K_{dX_{an}}$: Biomasse anaérobie	0,01- 0,03 (35°C) 0,05 (80°C) 0,01-0,4 0,8 - 3,2 (35 et 55°C)	Costello et al. (1991b) Haarstrick et al. (2001) El Fadel et al. (1996) Siegrist et al. (2002)	Glucose DND DND Boue
$K_{dX_{an}}$: Biomasse Méthanogénèse	0,005 0,016 (36°C) 0,02 (de 35°C) 0,006-0,04 (30-35 °C) 0,01 -0,04 0,05 - 1,2 (35 et 55°C)	Haarstrick et al. (2001) Kiely et al. (1997) Costello et al. (1991b) Vavilin et al. (2000) El Fadel et al. (1996) Siegrist et al. (2002)	DND DND/Eau usée, Boue Glucose DND DND Boue
K_{SA} : Constante de demi-saturation pour les différents substrats (g/l)			
μ_{max}, X_{an} : pour la croissance de la	2 (35°C) 1,0- 3,0 (35°C)	Haarstrick et al. (2001) Henz et al. (1995) Kim et	DND Eau usée

biomasse anaérobie sur glucose, propionate ou butyrate	5,8 (55°C) 4 - 16 (35 et 55°C) 2- 30	al. (2000) Siegrist et al. (2002) El Fadel et al. (1996)	Glucose Boue DND
μ_{max}, X_{me-1} :pour la croissance de la biomasse méthanogène sur l'acétate	0,06 -0,12 (35°C) 0,11-0,24 (~37°C) 0,3 -0,5 (35°C) 0,4 0,1 - 0,5 0,6 (36°C) 0,04-0,912 (30-38 °C) 0,37-1,47(35 et 55°C)	Mora Naranjo et al. (2002) Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998) Henz et al. (1995) Haarstrick et al. (2001) El Fadel et al. (1996) Kiely et al. (1997) Vavilin et al. (2000) Siegrist et al. (2002)	DND Boue Eau usée DND DND DND/Eau usée Glucose Boue
μ_{max}, X_{me-2} :pour la croissance de la biomasse méthanogène sur CO ₂	1,2 - 2 (~35°C) 2 - 8 (35 et 55°C)	Kalyuzhnyi et Fedorovich(1998) Siegrist et al. (2002)	Boue Boue
K _{SA} : Constante de demi-saturation pour les différents substrats(g/l)			
Pour glucose	0,023 0,025 0,01 - 0,15 0,03 -0,15 0,08 -0,3 0,5 0,7	Costello et al. (1991b) Haarstrick et al. (2001) El Fadel et al. (1996) Henz et al. (1995) Siegrist et al. (2002) Angelidaki et al. (1993) Kim et al. (2000)	Glucose DND DND Eau usée Boue Lisier Glucose
Pour acide butyrique	0,007 0,03- 0,15 0,176	Costello et al. (1991b) Henz et al. (1995) Angelidaki et al. (1993)	Glucose Eau usée Lisier
Pour acide propénoïque	0,039 0,03 - 0,23 0,246 0,259	Costello et al. (1991b) Siegrist et al. (2002) Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998) Angelidaki et al. (1993)	Glucose Boue Boue Lisier
Pour acide acétate	0,015 0,03- 0,1 0,12 0,145 0,154 0,002 - 0,37 (30-38 °C) 0,03- 0,44 0,32 - 0,43 0,6 0,01- 2,5	Kiely et al. (1997) Henz et al. (1995) Angelidaki et al. (1993) Mora Naranjo et al. (2002) Costello et al. (1991b) Vavilin et al. (2000) Kalyuzhnyi et Fedorovich(1998) Siegrist et al. (2002) Haarstrick et al. (2001) El Fadel et al. (1996)	DND/Eau usée, Boue Eau usée Lisier DND Glucose Glucose Boue DND DND
Pour CO ₂	0,065 0,03 - 0,1	Haarstrick et al. (2001) Henz et al. (1995)	DND Eau usée

Pour H ₂	$1,3 \cdot 10^{-5} - 6,5 \cdot 10^{-5}$ $6,2 \cdot 10^{-4}$ $2,5 \cdot 10^{-4} - 8,7 \cdot 10^{-4}$	Siegrist et al. (2002) Haarstrick et al. (2001) Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	Boue DND Boue
Pour NH ₄	$1,0 \cdot 10^{-4} - 5,0 \cdot 10^{-4}$ $2,5 \cdot 10^{-4}$ 0,053	Henz et al. (1995) Haarstrick et al. (2001) Angelidaki et al. (1993)	Eau usée DND Lisier
K _{inh,H₂} :inhibition des biomasses anaérobie par H ₂	$1,3 \cdot 10^{-5} - 2,0 \cdot 10^{-4}$ 0,5 0,2- 0,8	Siegrist et al. (2002) Haarstrick et al. (2001) Henz et al. (1995)	Boue DND Eau usée
K _{inh,ac,Hy} :inhibition d'hydrolyse par acide acétate	0,33	Angelidaki et al. (1993)	Lisier
K _{inh,ac,Xan} : inhibition de biomasse anaérobie par acide acétate	0,2-0,8 0,72-0,96 1,6	Henz et al. (1995) Angelidaki et al. (1993) Siegrist et al. (2002)	Eau usée Lisier Boue
Y : Coefficient cde rendement de biomasse/substrat			
Y :X _{ac} sur glucose pour acétogènes	0,188 0,23 0,2 -0,3 0,14 -0,21	Kiely et al. (1997) Massé et Droste (2000) Henz et al. (1995) El Fadel et al. (1996)	DND/Eau usée, Boue Lisier DND/Eau usée
Y :X _{an} sur glucose pour acidogènes	0,16	Massé et Droste (2000)	Lisier
Y :X _{an} sur acide butyrique	0,15	Massé et Droste (2000)	Lisier
Y :X _{an} sur acide propénoïque	0,025 0,12	Kalyuzhnyi et Fedorovich(1998) Massé et Droste (2000)	Boue Lisier
Y :X _{met} sur acide acétate	0,04 -0,05 0,05 0,011 -0,055 0,03 -0,07 0,03- 0,07 0,08 0,07- 0,1 0,07 -0,12	Henz et al. (1995) Massé et Droste (2000) Vavilin et al. (2000) Erickson et Fung (1988) Kalyuzhnyi et Fedorovich(1998) Kiely et al. (1997) El Fadel et al. (1996) Mora Naranjo et al.(2002)	Eau usée Lisier Glucose Substrat Boue DND/Eau usée, Boue DND
Y :X _{met} sur CO ₂	0,009-0,037 0,03-0,28 0,18-0,31	Kalyuzhnyi et Fedorovich(1998) Erickson et Fung (1988) Massé et Droste (2000)	Boue Substrat Lisier

Tableau 12 : Paramètres thermiques et biologiques des déchets du modèle de type II

B. Méthode et processus de résolution

1. Test de convergence

Le test de convergence de la solution du problème étudié porte sur la vitesse axiale. Si m est le nombre de cycles de calcul et l'approximation fixée à l'avance, on impose à la vitesse axiale de vérifier :

$$\text{Sup} \left| \frac{s_l^{m+1} - s_l^m}{s_l^m} \right| \leq \varepsilon$$

2. Données du programme

- Perméabilité intrinsèque :
 - liquide $K_l = 1,1 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2$
 - gaz $K_g = 10^{-7} \text{ m}^2$
- Viscosité dynamique de la phase :
 - Liquide $\mu_l = 7 \cdot 10^{-2} \text{ Pa.s}$
 - Gaz $\mu_g = 8,2 \cdot 10^{-4} \text{ Pa.s}$
- Porosité du milieu : $\varphi = 0,4$
- Masse volumique de la phase :
 - Liquide : $\rho_l = 925 \text{ Kg. m}^{-3}$
 - Gaz : $\rho_g = 4,49 \text{ Kg. m}^{-3}$
- Capacité calorifique volumique : $2,4 \cdot 10^{-6} \text{ J. m}^{-3} . K^{-1}$
- Flux volumique : $2,1 \cdot 10^{-6} \text{ W. m}^{-3}$
- Capacité calorifique volumique équivalente : $2,3 \text{ J. m}^{-3} . K^{-1}$

C. Résultats et interprétations

1. Déchets de tournesol, Mode I :

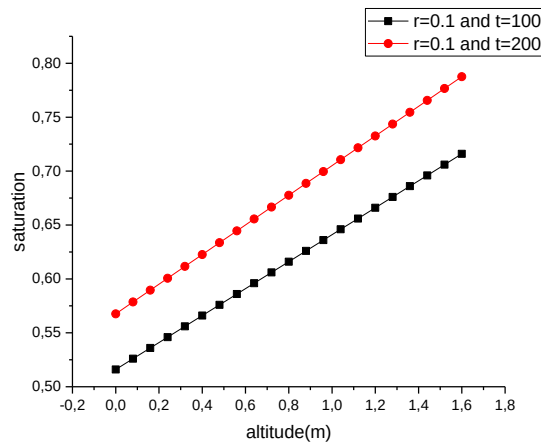


Figure 24 : Profil de saturation en fonction du temps et de l'altitude

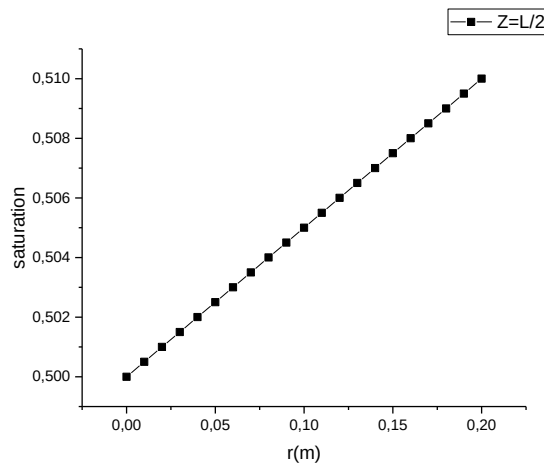


Figure 25 : Profil de saturation en fonction du rayon

Les figures 24 et 25 montrent l'évolution de la saturation en fonction de l'altitude et du rayon. On constate que la saturation augmente avec l'altitude, cette augmentation peut s'expliquer par l'évolution de la saturation à partir d'une valeur minimale, pour finalement obtenir la saturation résiduelle du milieu. On constate également que la saturation augmente lentement en fonction du rayon. Les résultats obtenus sont en accord avec les résultats d'autres auteurs [104], [105], [107]. [108], [109].

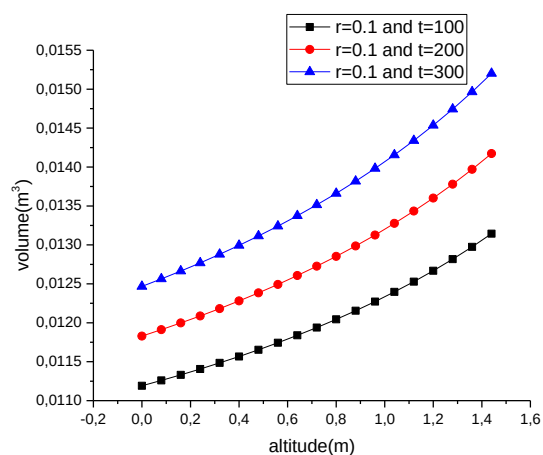


Figure 26 : Volume de biogaz en fonction du temps et de l'altitude

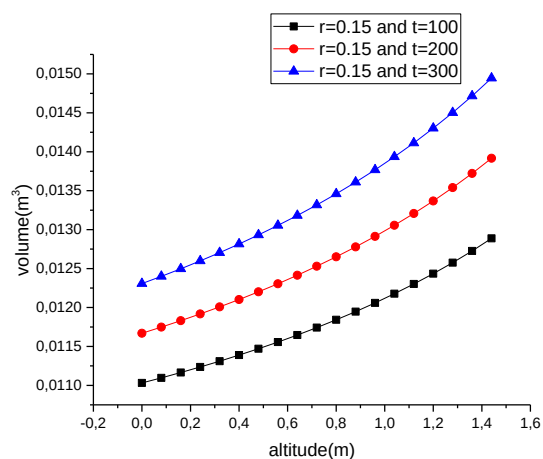


Figure 27 : L'évolution du volume de biogaz en fonction du temps et de l'altitude.

Les figures 26 et 27 montrent l'évolution du volume de biogaz en fonction de l'altitude et du temps. Le volume de biogaz augmente avec le temps et augmente avec l'augmentation de la température. D'après ce résultat, on peut dire qu'avec le temps les déchets se dégradent et qu'en raison des réactions de dégradation et de la température d'évolution, le volume de biogaz augmente. Les résultats obtenus sont en accord avec les résultats d'autres auteurs [104], [105], [106], [107]. [108], [109].

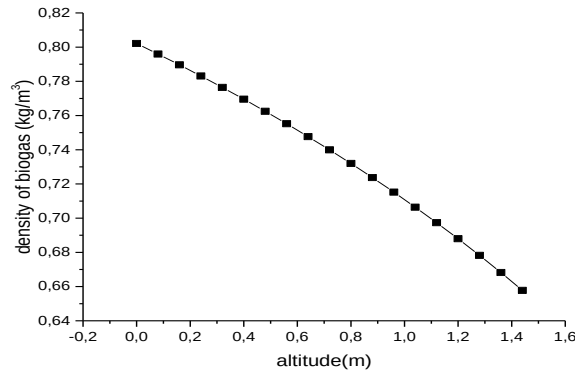


Figure 28 : La densité de biogaz en fonction de l'altitude

La figure 28 illustre la densité de biogaz en fonction de l'altitude. On constate que la densité de biogaz est une fonction décroissante en fonction de l'altitude. Ce résultat peut s'expliquer par le fait que l'augmentation du volume de biogaz est importante par rapport à l'augmentation de la masse de biogaz, donc la densité finalement obtenue diminue en fonction de l'altitude. Les résultats obtenus sont en accord avec les résultats d'autres auteurs [104], [105], [107]. [108], [109].

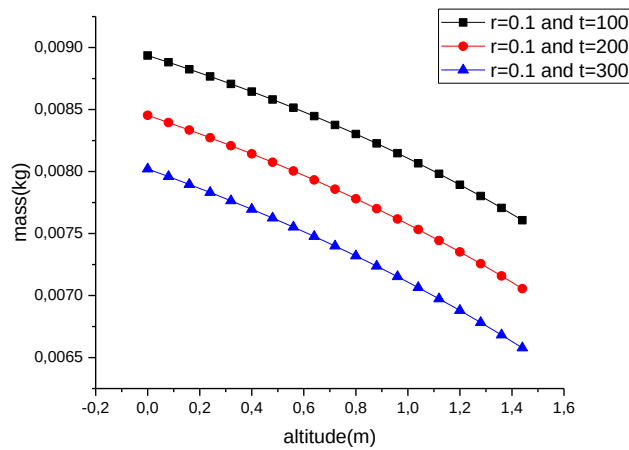


Figure 29 : La masse de déchets en fonction du temps et de l'altitude

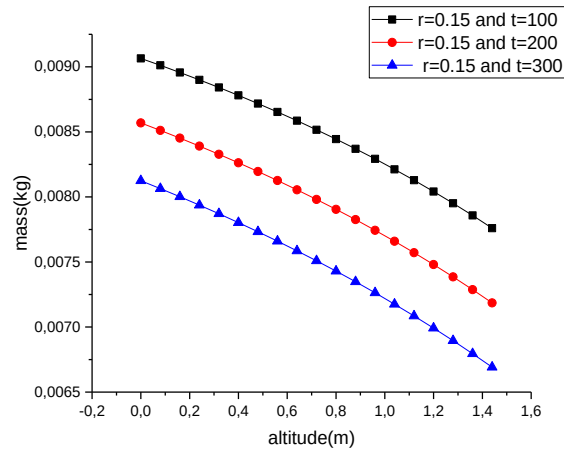


Figure 30 : La masse de déchets en fonction du temps et de l'altitude

Les figures 29 et 30 montrent l'évolution de la masse de déchets en fonction du temps et de l'altitude. On voit que la masse des déchets diminue avec le temps et avec l'augmentation de la température, ce résultat peut s'expliquer par le fait qu'avec le temps, les déchets se dégradent, par des réactions chimiques et endothermiques lors de la dégradation des déchets et, par conséquent, la masse de déchets diminue. Les résultats obtenus sont en accord avec les résultats d'autres auteurs [104], [105], [106]. [108], [109].

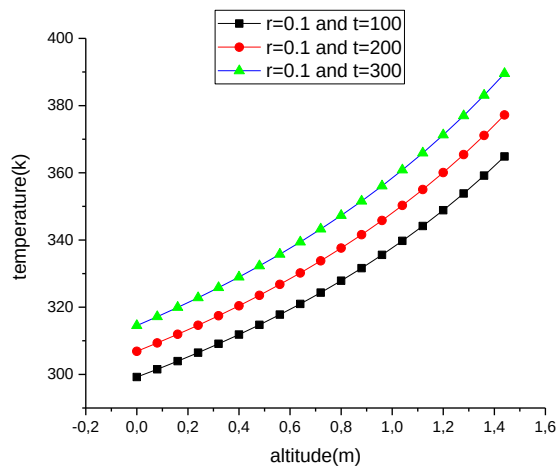


Figure 31 : Profil de température en fonction du temps et de l'altitude

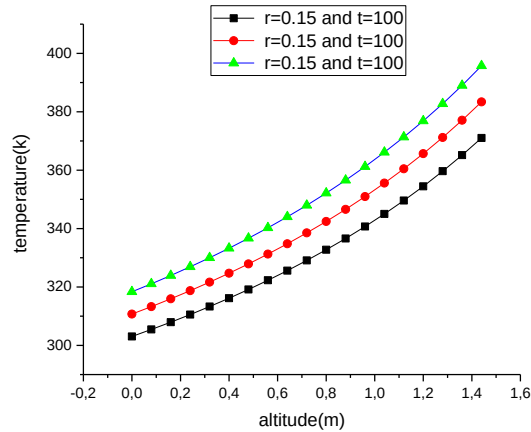


Figure 32 : Variation du profil de température en fonction du temps et de l'altitude

Les figures 31 et 32 montrent la variation de la température en fonction de l'altitude et du temps, ces résultats peuvent être interprétés par le fait que le substrat est dégradé, et lors de cette dégradation les réactions chimiques font augmenter la température. Les résultats obtenus sont en accord avec les résultats d'autres auteurs [104], [105], [106], [107], [108], [109].

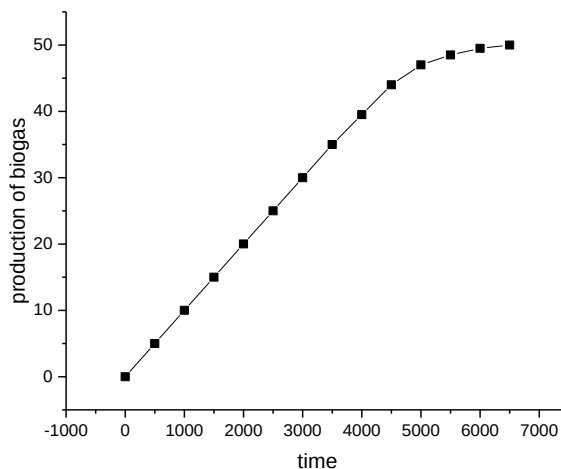


Figure 33 : Profil de la production de biogaz en fonction du temps

La figure 33 illustre l'évolution de la production de biogaz en fonction du temps. On observe que la production de biogaz augmente en fonction du temps. Cette évolution peut être interprétée par le phénomène de dégradation et par conséquent le volume de biogaz augmente, ce qui génère par la suite une augmentation du profil de production de biogaz. Les résultats obtenus sont en accord avec les résultats d'autres auteurs [104], [105], [106], [107], [97], [108], [109].

2. Déchets de tournesol, Mode II

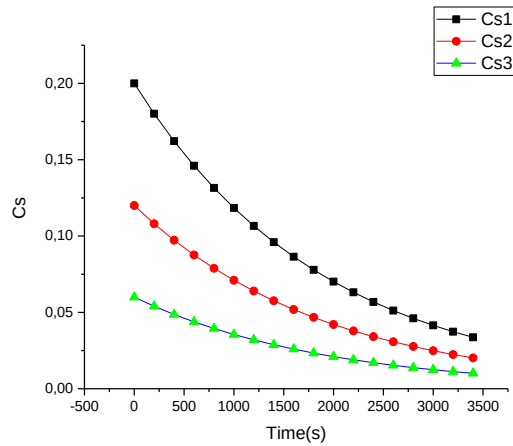


Figure 34 : Profil de la teneur en carbone en fonction du temps (tourteau de tournesol).

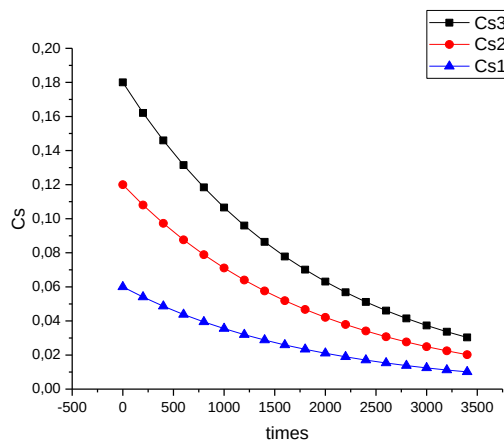


Figure 35 : Profil de la teneur en carbone en fonction du temps

Les figures 34 et 35 montrent l'évolution de la teneur en carbone solide en fonction du temps, on voit que la teneur en carbone est une fonction décroissante dans le temps. À partir de ce résultat, nous pouvons dire que le composant est décomposé à des taux de dégradation différents. Ce résultat est qualitativement cohérent avec ceux obtenus par d'autres auteurs travaillant dans des conditions similaires. [97] [98] [99] [100].

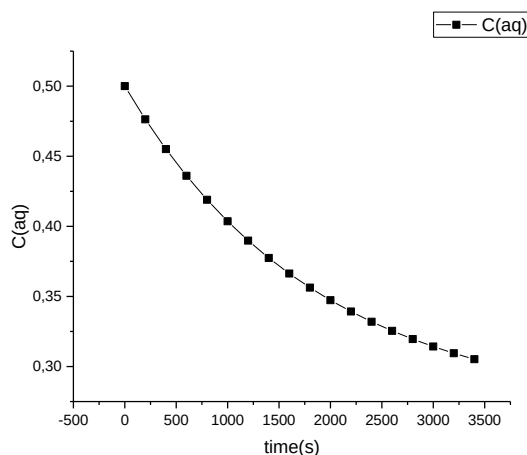


Figure 36 : Profil de teneur en liquide organique biologique en fonction du temps (tourteau de tournesol).

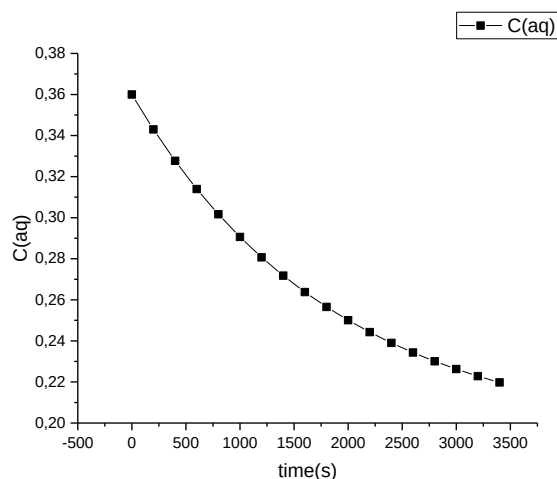


Figure 37 : Profil de la teneur en liquide organique en fonction du temps.

Les figures 36 et 37 montrent l'évolution de la teneur en carbone liquide en fonction du temps, on voit que la teneur en carbone est une fonction décroissante dans le temps. À partir de ce résultat, nous pouvons dire que les macromolécules organiques se transforment en produits plus petits au fil du temps. Nous obtenons des résultats qualitativement similaires à ceux obtenus par d'autres auteurs [97] [98] [99] [100] [101].

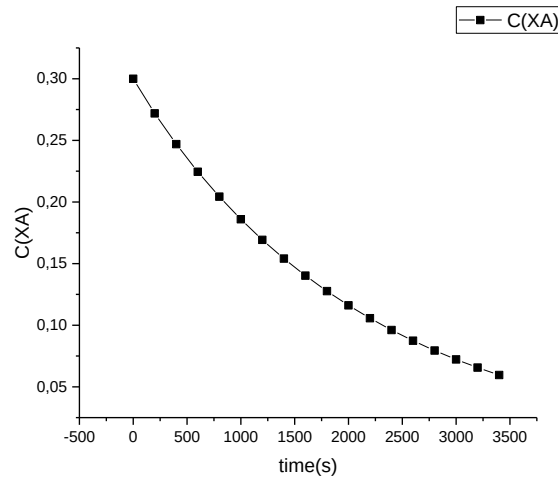


Figure 38 : Profil de la teneur en biomasse acidogène en fonction du temps (tourteau de tournesol).

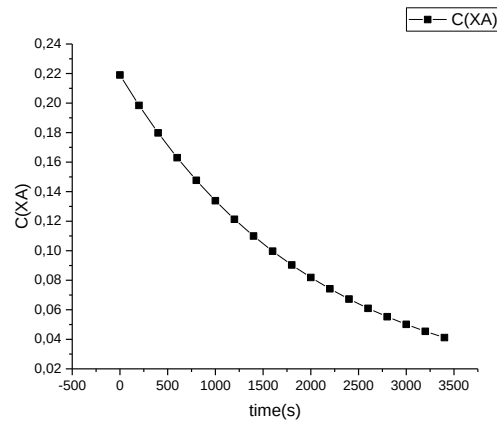


Figure 39 : Profil de la teneur en biomasse acidogène en fonction du temps.

Les figures 38 et 39 montrent l'évolution de la teneur en biomasse acidogène en fonction du temps. On constate que la teneur en biomasse acidogène est une fonction décroissante. Ce résultat peut être interprété comme le fait que les monomères de l'étape précédente sont convertis en acides gras volatils, alcools, acides organiques, hydrogène et dioxyde de carbone. C'est une opération qui se déroule 30 à 40 fois plus vite que l'étape de la figure précédente, ce qui donne un profil décroissant.

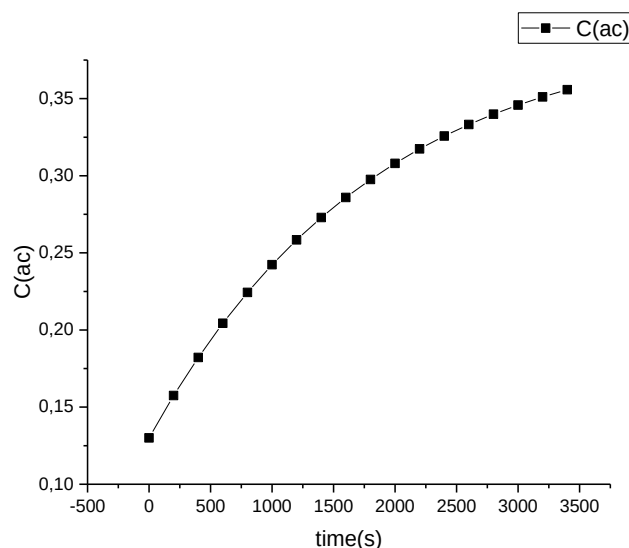


Figure 40 : Profil de la teneur en acétate en fonction du temps (tourteau de tournesol).

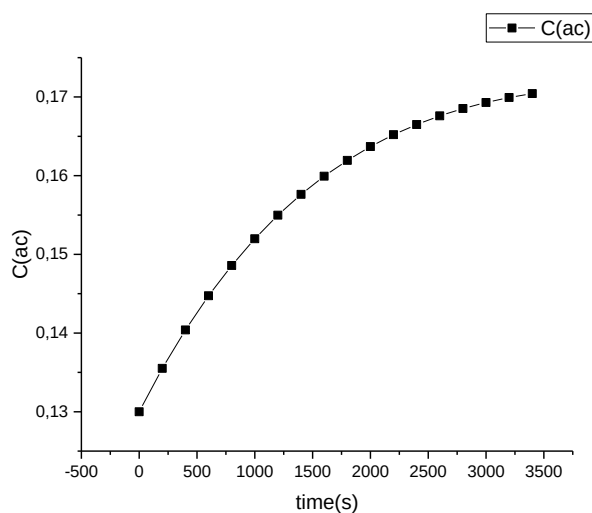


Figure 41 : Profil de la teneur en acétate en fonction du temps.

Les figures 40 et 41 montrent l'évolution de la teneur en acétate en fonction du temps. Il est à noter que la teneur en acétate est une fonction croissante avec le temps. Ce résultat peut être interprété comme des substrats issus des procédés antérieurs tels que l'éthanol, l'acide acétique, l'acide propionique, butyrique, valérique et lactique sont convertis en acétate. [97] [98] [100] [101].

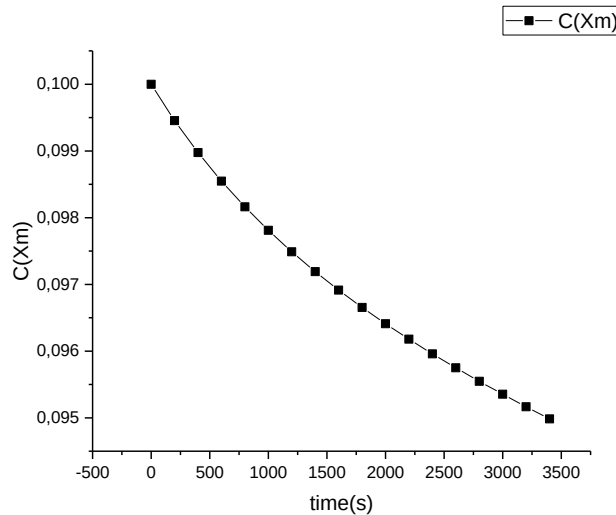


Figure 42 : Profil de la teneur en biomasse méthanogène en fonction du temps.

La figure 42 illustre l'évolution de la teneur en biomasse méthanogène en fonction du temps. Nous notons que cette variable diminue avec le temps. Et cela peut être pour interpréter que les substances organiques se décomposent. Cette phase de digestion anaérobie est délicate car les organismes méthanogènes sont plus sensibles. Nous obtenons des résultats qualitativement similaires à ceux obtenus par d'autres auteurs [97] [98] [99] [100] [101].

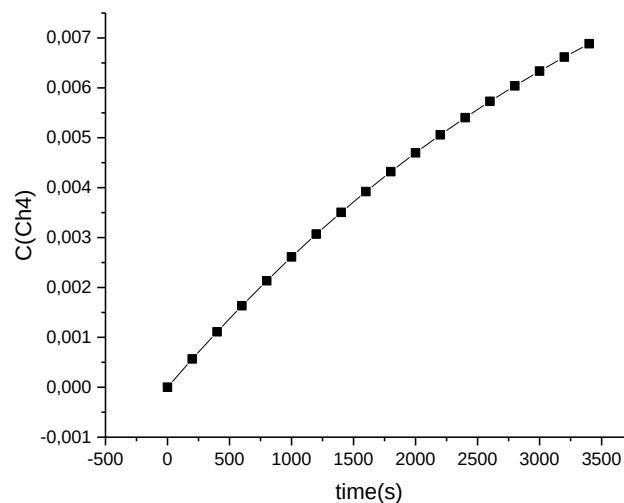


Figure 43 : Profil de la teneur en méthane en fonction du temps (tourteau de tournesol).

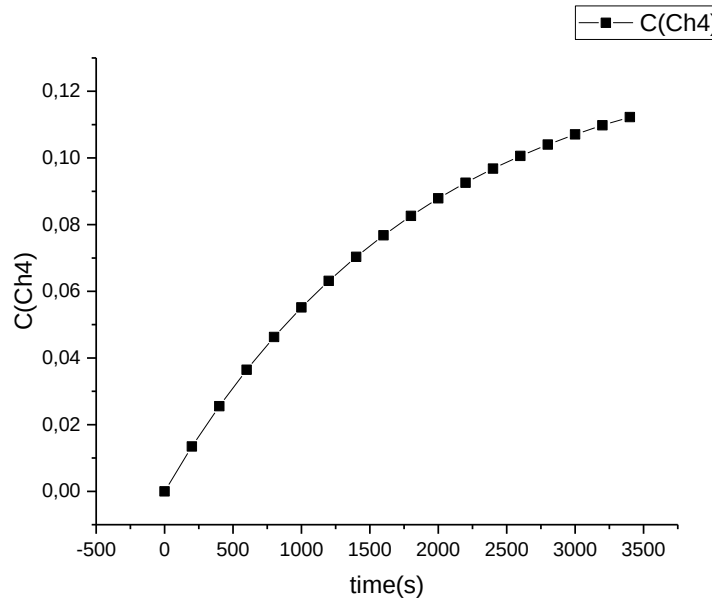


Figure 44 : Profil de la teneur en méthane en fonction du temps.

Les figures 43 et 44 illustrent le profil de la teneur en méthane en fonction du temps. Nous notons que l'évolution de la teneur en méthane est une fonction croissante. Cela peut être interprété comme la transformation de substances organiques telles que l'acétate, les formiates, en phase méthanogène, produit du méthane en continu dans le temps [97] [98] [99].

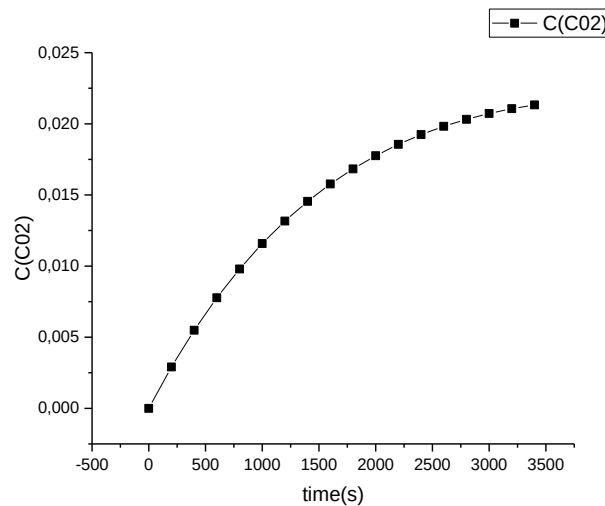


Figure 45 : Profil de la teneur en gaz carbonique en fonction du temps (tourteau de tournesol).

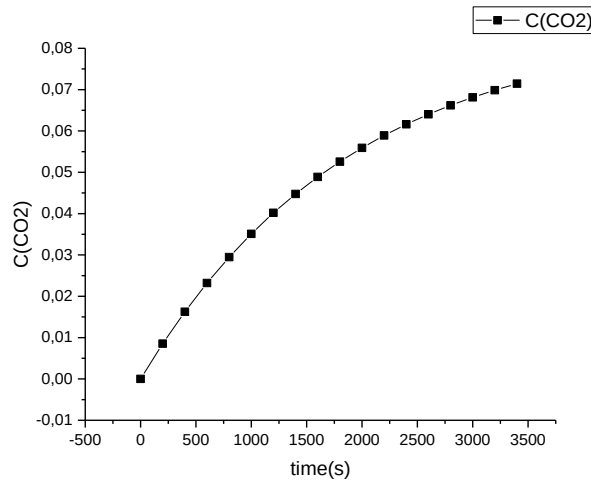


Figure 46 : Profil de la teneur en dioxyde de carbone en fonction du temps

Les figures 45 et 46 montrent l'évolution de la teneur en dioxyde de carbone en fonction du temps. Ce résultat peut être interprété comme le fait que pendant la phase méthanogène les substances organiques se transforment en dioxyde de carbone, ce qui donne un profil croissant de la teneur en dioxyde de carbone au cours du temps [97] [98] [99].

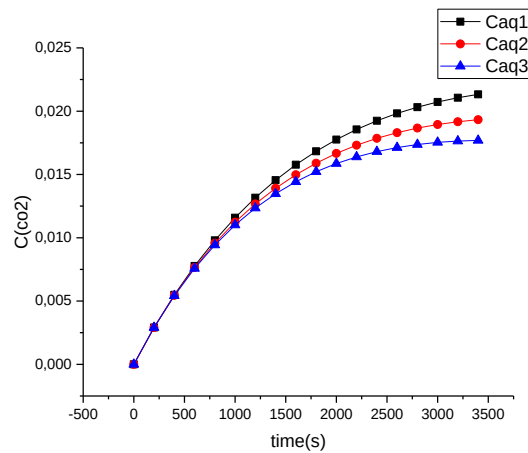


Figure 47 : Profil de la teneur en dioxyde de carbone en fonction du temps.

La figure 47 montre l'évolution de la teneur en dioxyde de carbone en fonction du temps. On note que l'évolution de la teneur en dioxyde de carbone est une fonction croissante pour les trois profils. Ces résultats peuvent être interprétés comme une réduction de la quantité de déchets introduits, qui se traduit par une réduction du profil de production de dioxyde de carbone. Nous obtenons des résultats qualitativement similaires à ceux obtenus

par d'autres auteurs [97] [98] [99] [100] [101] [103] [102].

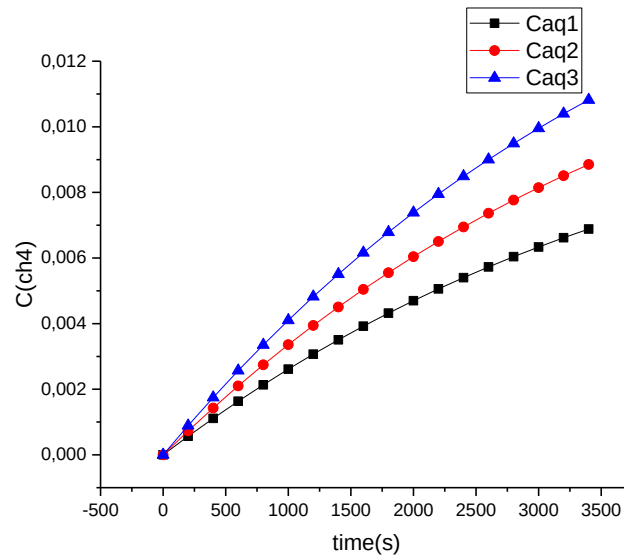


Figure 48 : Profil de la teneur en méthane en fonction du temps.

La figure 48 montre l'évolution de la teneur en méthane en fonction du temps. A noter que l'évolution de la teneur en méthane est une fonction croissante pour les trois profils. Ces résultats peuvent être interprétés comme une augmentation de la quantité de déchets introduits, entraînant une augmentation de la production de méthane [97] [68] [99] [100] [101].

Conclusion générale

Nous avons présenté dans cette thèse les résultats des simulations numériques de modèle de dégradation anaérobie de type I, pour les déchets de tournesol et aussi pour le modèle de dégradation biologique de type II, pour les déchets de tourteau de tournesol avec une étude comparative avec les déchets de la graine complète de tournesol. On obtient d'après ces résultats que le modèle mathématique choisi considère le rôle de la biomasse dans la production de gaz et de chaleur et aussi les échantillons des déchets choisis donnent de bons résultats pour la production de biogaz.

Les axes visés dans cette thèse ont concerné les aspects théoriques et expérimentaux de modélisation mathématique et numérique la méthanisation, nous avons examiné le rôle des paramètres et processus clés de dégradation des déchets et de production de méthane dans la phase anaérobie méthanogène, comme la teneur en eau, la température, la densité des déchets et l'injection de lixiviat. L'humidité des déchets est un facteur déterminant dans les cinétiques de dégradation et donc de production de gaz.

Notre étude montre que la température est l'un des paramètres les plus importants pour la dégradation anaérobie et la stabilisation des déchets. Malgré l'importance de la température et son influence sur différents aspects mécaniques, biologiques et hydrauliques des déchets et des bioréacteurs, les travaux et analyses concernant ce paramètre sont très limités. Ainsi, nous avons insisté dans notre travail sur le rôle de la température et essayé d'expliquer les phénomènes biologiques liés à l'activité microbienne, en fonction de la température, ainsi que de la saturation. Nous avons développé un modèle numérique de simulation des phénomènes hydrauliques et de l'écoulement diphasique de liquide et de gaz dans les bioréacteurs, dans une première étape.

D'une part les résultats hydrauliques de simulation numérique montrent que ce modèle est capable de reproduire correctement le comportement hydraulique des bioréacteurs pendant la réinjection de lixiviat. Ainsi, la saturation initiale, la porosité et la conductivité hydraulique des déchets apparaissent comme des paramètres très importants qui jouent un rôle essentiel sur les dimensions de la zone de saturation autour des points d'injection de lixiviat et qui influencent l'efficacité de la recirculation.

D'autre part, ce modèle est très sensible aux valeurs des paramètres hydrauliques comme la porosité et la conductivité hydraulique. De faibles changements de ces paramètres peuvent conduire à des valeurs excessives de la pression de la phase liquide au point d'injection.

Dans une deuxième étape, nous avons présenté deux types de modèle de dégradation anaérobie et de production de biogaz sans et avec modélisation de la biomasse, le modèle de type I et le modèle de type II respectivement, couplés avec le modèle d'écoulement diphasique. Le modèle de type I est basé principalement sur des cinétiques de dégradation des déchets solides de premier ordre. La production de biogaz est déterminée directement à partir des déchets solides dégradés sans considérer les processus biologiques et la biomasse participant à ces processus. Le modèle de type II est basé sur le modèle de croissance microbienne de Monod (1949) et considère le rôle de la biomasse méthanogène dans la production de gaz et de chaleur.

Bibliographie

- [1]. **Brauman, A. , Fonty, G et al. (2008).** La méthanisation dans les écosystèmes naturels et cultivés. Edition Tech & Doc-Lavoisier, 552p.
- [2]. **Adler, E. (2009).** Le biométhane, Une énergie naturelle renouvelable qui a fait ses preuves, p. 1-6. <http://www.aconsult.fr/>
- [3]. **Meynell, P.-J. (1976).** Methane: Planning a digester, Prism, Pre., Dorchester, Dorset, p.3
- [4]. **Couturier, C. (2004).** Potentiel et facteurs d'émergence de la récupération du biogaz et des gaz fatals, SOLAGRO/RECORD, p16.
Couturier, C. (2004). La qualité agronomique des digestats, Rapport Final. SOLAGRO, p250.
- [5]. **Yves Lebars, Elsa Faugère, Bernard Multon, Sébastien Velut.** « L'énergie dans le développement de la Nouvelle-Calédonie. ISBN : 978-2-7099-1692-9
- [6]. **N. Mrad.** Valorisation des déchets gras de poisson en biocombustible pour moteur diesel. Mémoire de thèse, Spécialité génie de procédés. Ecole des Mines de Nantes.2011.
- [7]. **Farquhar, Rover (1973).** Gas production during refuse decomposition. Water Air Soil Pollution, p483.
Barlaz (1990). Bacterial population development and chemical characteristics of refuse decomposition in a simulated sanitary landfill, appl. Environ. Microbiol., vol.55, p55-56.
- [8]. **Addou, A. (2009).** Traitement des déchets, valorisation, élimination, Ellipses, Paris, p284.
- [9]. **Moletta, R. C. (coord) (2008).** La méthanisation. Edition TEC&DOC Lavoisier, Paris, p532.
RECORD. (2004). Potentiel et facteurs d'émergence de la récupération du biogaz et des gaz fatals, n°02-0415/1A, p259.
- [10]. **Görisch, U., & Helm, M. (2008).** La production de biogaz, Ulmer, Paris, p120.
- [11]. **La Farge, B. (1995).** Le biogaz Procédés de fermentation méthanique, Masson, Paris, p237.
- [12]. **Pavlostathis, Giraldo-Gomez (1991).** Kinetics of anaerobic treatment: a critical review.
- [13]. **Grossin, J (2011).** Fractionnement Isotopique ($^{13}\text{C}/^{12}\text{C}$) engendrés par la méthanogénèse : Apports pour la compréhension des processus de biodégradation lors de la digestion anaérobie. Thèse de l'Université Bordeaux1, p49.

- [14]. **Julien Tolo, Methaneo**,(2014) Approche aux différentes échelles pour la mise au point d'outils intègres d'aide au développement des projets de la méthanisation.
- [15]. **ADEME (2011)**. Qualité agronomique des digestats. Etude réalisée pour le compte de l'ADEME et le Ministère de l'Agriculture par RITTMO Agroenvironnement, Uteam, FIBL, INERIS, LDAR, p.36-70.
- [16]. **Féménias, et al.** (2008). Evaluation des conditions de développement d'une filière de méthanisation « la ferme » des effluents d'élevage, p.47, 67.
- [17]. **Toine Bakx, Yves Membrez, Adèle Mottet, Adriano Joss, Marc Boehler** (2009). Etat de l'art des méthodes rentables pour l'élimination, la concentration ou la transformation de l'azote pour les installations de biogaz agricoles de tailles petite/moyenne, p93.
- [18]. **Pain, B.F, et al.** (1990). Odour and ammonia emissions followings the spreading oh anaerobically digested pig slurry pn grass land, p63.
- [19]. Ministère de l'agriculture, Plan Energie Methanisation autonomie azote. France 1974
- [20]. **Couturier, C.** (2002). Effet de la digestion anaérobie sur les micropolluants et germes pathogènes. SOLAGRO, www.solagro.org
- [21]. **Julien TOLO** (2014), Approche aux différents échelles pour la mise au point d'outils intégrés d'aide au développement de projets de méthanisation. Mécanique (physics). Université de Bordeaux.
- [22]. **Goel, R., Mino, T., Satoh, H. et Matsuo, T.,** (1998), Comparison of hydrolytic enzyme systems in pure culture and activated sludge under different electron acceptor conditions. *Water Science and Technology* **37** (4/5): 335-343.
- [23]. **Tong, X., Smith, L.H. et McCarthy, P.L.,** (1990), Methane fermentation of selected lignocellulosic materials. *Biomass* **21**: 239-255.
- [24]. **Peres, C.S., Sanchez, C.R., Matumoto, C. et Schmidell, W.,** (1992), Anaerobic biodegradability of the organic components of municipal solid wastes (ofmsw). *Water Science and Technology* **25** (7): 285-293.
- [25]. **Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W., Siegriest, H. et Vavilin, V.A.,** (2002), The iwa anaerobic digestion model n°1 (adm1). *Water Science and Technology* **45** (10): 65-73.
- [26]. **Sanders, W.,** (2001). Anaerobic hydrolysis during digestion of complex substrates. Wageningen, Wageningen University: 101

-
- [27]. **Cirne, D.G., Paloumet, X., Bjornsson, L., Alves, M.M. et Mattiasson, B.**, (2007), Anaerobic digestion of lipid-rich waste - effects of lipid concentration. *Renewable Energy* **32**: 965-975.
- [28]. **Vavilin, V.A.**, (1996), A description of hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic matter. *Bioresource Technology* **56**: 229-237.
- Myint, M., Nirmalakhandan, N. et Speece, R.E.**, (2007), Anaerobic fermentation of cattle manure: Modelling of hydrolysis and acidogenesis. *Water Research* **41**: 323-332.
- [29]. **Pavlostathis, S.G. et Giraldo-Gomez, E.**, (1991), Kinetics of anaerobic treatment. *Water Science and Technology* **24** (8): 35-59.
- [30]. **Bayard, R. et Gourdon, R.**, (2001). Traitement biologique des déchets. Techniques de l'ingénieur. **G2**: 22
- [31]. **Yu, Y., Park, B. et Hwang, S.**, (2004), Co-digestion of lignocellulosics with glucose using thermophilic acidogens. *Biochemical Engineering Journal* **18**: 225-229.
- [32]. **Zinder, S.H.**, (1993), Physiological ecology of methanogens. Methanogenesis : Ecology, physiology, biochemistry and genetic. J.G. Ferry, Chapman & Hall: 128-206.
- [33]. **Mata-Alvarez, J.**, (2003). Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes. London, IWA Publishing: 323
- [34]. **Siriwongrungson, V., Zeng, R.J. et Angelidaki, I.**, (2007), Homoacetogenesis as the alternative pathway for h₂ sink during thermophilic anaerobic degradation of butyrate under suppressed methanogenesis. *Water Research* **41**: 4204-4210.
- [35]. **Schink, B.**, (1997), Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation. *Microbiology and Molecular Biology Reviews* **61** (2): 262-280.
- [36]. **Huilinir, C., Roa, E., Vargas, D., Roeckel, M. et Aspe, E.**, (2008), Kinetics of syntrophic acetogenesis in a saline medium. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* **83**: 1433-1440.
- [37]. **Nie, Y., Liu, H., Du, G. et Chen, J.**, (2008), Acetate yield increased by gas circulation and fed batch fermentation in a novel syntrophic acetogenesis and homoacetogenesis coupling system. *Bioresource Technology* **99**: 2989-2995.
- [38]. **Kotsyurbenko, O.R., Glagolev, M.V., Nozhevnikova, A.N. et Conrad, R.**, (2001), Competition between homoacetogenic bacteria and methanogenic archaea for hydrogen at low temperature. *FEMS Microbiology Ecology* **38**: 153-159.

-
- [39]. **Nozhevnikova, A.N., Zepp, K., Vazquez, F., Zehnder, A.J.B. et Holliger, C.,** (2003), Evidence for the existence of psychrophilic methanogenic communities in anoxic sediments of deep lakes. *Applied and Environmental Microbiology* **69** (3): 1832-1835.
- [40]. **Ahring, B.K. et Westermann, P.,** (1987), Thermophilic anaerobic degradation of butyrate by a butyrate-utilizing bacterium in coculture and triculture with methanogenic bacteria. *Applied and Environmental Microbiology* **53** (2): 429-433.
- [41]. **Conrad, R. et Klose, M.,** (1999), Anaerobic conversion of carbon dioxide to methane, acetate and propionate on washed rice roots. *FEMS Microbiology Ecology* (30): 147-155.
- [42]. **Bollon, J., Le Hyaric, R., Benbelkacem, H. et Buffière, P.,** (2011), Development of a kinetic model for anaerobic dry digestion processes: Focus on acetate degradation and moisture content. *Biochemical Engineering Journal* **56**: 212-218.
- [43]. **Moletta et Vestraete, (2008)** Moletta, R., Verstraete, W. La méthanisation dans la problématique énergétique et environnementale. In: Moletta, R. *La méthanisation*. Technique et documentation. Editions Lavoisier, Paris. 2008, 3-8 pp.
- [44]. **Beline, (2008).** Beline F. Fractionnement des lisiers. Le Cemagref, Unité de recherche de gestion des effluents d'élevage et des déchets municipaux.
- [45]. **Boursier, (2003).** Boursier H. *Étude et modélisation des processus biologiques au cours du traitement aérobie du lisier de porcs en vue d'une optimisation du procédé*. Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, 2003, 203 pages.
- [46]. **Pasztor et al., (2008).** Pasztor, I., Thury, P., Pulai, J. Chemical oxygen demand fractions of municipal wastewater for modeling of wastewater treatment. *International Journal of Environmental Sciences and Technology*, 2008, 6 (1), 51 – 56.
- [47]. **Boopathy, (1996).** Boopathy R. Isolation and Characterization of methanogenic bacterium from swine manure. *Bioresource Technology*. 1996, 55, 231-235.
- [48]. **Kim et al., (2004)** Kim, I.S., Hwang, M.H., Jang, N.J., Hyun, S.H. et Lee, S.T. Effect of low pH on the activity of hydrogen utilizing methanogen in bio-hydrogen process. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2004, 29 (11): 1133 – 1140.
- [49]. **Savant et al., (2002)** Savant, D.V., Souche, Y. S., Prakash, S., Ranade, D.R. *Methanobrevibacter acididurans* sp nov., a novel methanogen from a sour anaerobic digester. *International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology*, 2002, 55, (4): 1081-1087.

-
- [50]. **Buswell and Mueller, (1952)** Buswell, A.M., Mueller, H.F. Mechanism of fermentation. *Industrial and Engineering Chemistry*. 1952 44 : 2442-2460.
- [51]. **Raposo et al., (2011)** Raposo, F., Fernandez-Cegri, De la Rubia M.A., Borja, R., Beline, F., Cavinato, C., Demirer, G., Fernandez, B., Fernandez-Polanco, M., Frigon, J.C., Ganesh R., Kaparaju, P., Koubova, J., Mendez, R., Menin G., Peene, A., Scherer P., Torrijos, M., Uellendahl, H., Wierinck, I., de Wilde. Biochemical methane potential (BMP) of solid organic substrates: evaluation of anaerobic biodegradability using data from an international interlaboratory study. *Journal of Chemical Technology Biotechnology*, 2011, 86: 1088-1098.
- [52]. **Angeladiki et Sanders, (2004)** Angeladiki, I., et Sanders, W. Assessment of the anaerobic biodegradability of macropollutants. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 2004, 3 : 117-129.
- [53]. **Lettinga et al., (1992)** Lettinga G., Hulshoff LW. UASB Process design for various of wastewaters. In: Malina, JF and Pohland F.G editors. Design of anaerobic process for treatment and industrial and municipal wastes. Vol 7. *Water Quality Management Library, Technomic Publishing Co.* 1992, USA 119-145.
- [54]. **Cecchi et al., (1992b)**. Cecchi, F., Pavan, P., Musacco, A., Mata-Alvarez, J. et Sans, C. Comparison between thermophilic and mesophilic anaerobic digestion of sewage sludge coming from urban waste watertreatment plants. *Water Science and Technology*, 1992b, 26(9-11): 2409-2412.
- [55]. **Henze et Harremoes, (1983)** Henze, M.P., Harremoes, P. anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – An alternative review. *Water Sciences and Technology*, 1983, 15 (8-9): 1-101.
- [56]. **Stronach et al., (1987)** Stronach, S. M., Rudd, T., Lester, J. N. Start-up of anaerobic bioreactors on high strength industrial wastes. *Biomass*, 1987, 13 (3): 173-197.
- [57]. **Romano et Zhang, (2008)** Romano, R.T., Zhang, R.H. Co-digestion of onion juice and wastewater sludge using an anaerobic mixed biofilm reactor. *Bioresource Technology*, 2008, 99(3): 631-637.
- [58]. **El-Mashad et al., (2004)** El-Mashad, H. M., G., Zeeman, W. K .P., van Loon, G. P. A., Bot, G., Lettinga. Effect of temperature and temperature fluctuation on thermophilic and anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource and Technology*, 2004, 95: 191-201.

-
- [59]. **Pohland et Bloodgood, (1963)** Pohland F.G., Bloodgood D.E. Laboratory studies on mesophilic anaerobic sludge digestion. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 1963, 35, 11 – 18.
- [60]. **Camillieri, (1988)** Camillieri C. Start-up of fixed-film stationary bed anaerobic reactors. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, *Pergamon Press*, 1988.
- [61]. **De Baere, (2006)** De Baere, L. Will anaerobic digestion of solid waste survive in the future? *Water Science and Technology*, 200, 53(8): 187-194.
- [62]. **Poggi-Varaldo et al., (1997b)** Poggi-Varaldo, H.M., Valdes, L., Esparza-Garcia, F., Fernandez- Villagomez, G. Solid substrate anaerobic co-digestion of paper mill sludge, biosolids and municipal solid. *Water Sciences and Technology*, 1997, 35 (2-3), 197-204.
- [63]. **Raposo et al., (2009)** Raposo, F., De la Rubia, M.A., Borja, R., Beltran J., Cavinato, C., Clinckspoor M., Demirer, G., Diamadopoulos, E., Helmreich, B., Jenicek, P., Marti, N., Mendez, R., Noguerol, J., Pereira, F., Picard, S., Torrijos, M. an interlaboratory study as useful tool for proficiency testing of chemical oxygen demand measurements using solid substrates and liquid samples with high suspended solid content. *Talanta*, 2009, 80 (1): 329-337.
- [64]. **Lesteur, (2010)** Lesteur, M. *Étude de l'utilisation de la spectroscopie proche infrarouge pour la prédiction du potentiel méthane de déchets solides*. These de doctorat. Université Montpellier 2, 2010, 153p.
- [65]. **Bitton, (1994)** Bitton, G. Wastewater microbiology, *Wiley-Liss Editor*, 1994, New York.
- [66]. **Yen and Brune, (2007)** Yen, H.-W., Brune D. E. Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. *Bioresource Technology*, 2007, (98), 130-134.
- [67]. **Pang et al., (2008)** Pang Y.Z., Liu Y.P., Li, X.J., Wang, K.S, Yuan, H.R. Improving biodegradability and biogas production of corn stover through sodium hydroxide solid pretreatment. *Energy & Fuels*, 2008, 22(4): 2761-2766.
- [68]. **Parkin et Owen, (1986)** Parkin, G.F.? Owen W.F. Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludge. *Journal of the environmental Engineering-ASCE*, 1986, 112 (5): 867-920.

- [69]. **Hartmann, H. et Ahring, (2006)** Hartmann, H. et Ahring, B.K. Strategies for the anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: An overview. *Water Science and Technology*, 2006, 53(8): 7-22.
- [70]. **Klesov et Rabinovich, (1978)** Klesov, A.A. et Rabinovich, M.L. Enzymatic hydrolysis of cellulose. In *Itogi nauki i tehniki.*, 1978, 12: 49-91.
- [71]. **Lee et Fan, (1982)** Lee, Y.H., Fan, L.T. Kinetic study of enzymatic hydrolysis of insoluble cellulose: analysis of the initial rates. *Biotechnology Bioengineering*, 1982, 24, 2383-2406.
- [72]. **Vavilin et al., (1996)** Vavilin, V.A., Rytov, S.V. Lokshina, L.Y. A description of hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic matter. *Bioresource Technology*, 1996; 56: 229-237
- [73]. **Vogel et Winter, (1988a)** Vogel, P., Winter, J. Anaerobic degradation of phenol and cresol in petrochemical wastewater Bologna (Italy), Monduzzi (Bologna), 1988a.
- [74]. **Sharma et al., (1988)** Sharma, S.K., Mishara, I.M., Sharma, M.P., Saini, J.S. Effect of particle size on biogas generation from biomass residues. *Biomass*, 1988, 251-263.
- [75]. **Mshandete et al., (2006)** Mshandete, A., Bjornsson, L., Kivaisi, A.K., Rubindamayugi, M.S.T. Mattiasson, B. Effect of particle size on biogas yield from sisal fiber waste. *Renewable Energy*, 2006, 31: 2385-2392.
- [76]. **Cho et Park, (1995)** Cho, J.K., Park, S.C. Biochemical methane potential and solid state anaerobic digestion of Korean food wastes. *Bioresource Technology*, 1995, 52: 245- 253.
- [77]. **Fernandez, F.J., Villasenor J., Rodriguez L. (2008).** Feasibility of anaerobic co-digestion as a treatment option of meat industry wastes. *Bioresource Technology*, 2009, 100, 1903-1909.
- [78]. **De Baere, L., Mattheeuws, B. et Velghe, F., (2010),** State of the art of anaerobic digestion in europe. 12th International Congress on Anaerobic Digestion, Guadalajara, Mexico, IWA.
- [79]. **Hess et O. Bernard, (2007)** « Mechanistic kLa Modelling in an Up-flow Anaerobic Digester », Dans *Proceedings of the 5th Symposium on Mathematical Modelling*, Vienna, Austria, MATHMOD, Taylor & Francis.
- [80]. **C. Nicolella, M. C. M. Van Loosdrecht & S. J. Heijnen, (2000).** « Particle-based biofilm reactor technology », *Trends in Biotechnology*, vol. 18, no 7, p. 312–320.

-
- [81]. **J. H. Thiele, M. Chartain & J. G. Zeikus, (1988)** « Control of Interspecies Electron Flow during Anaerobic Digestion : Role of Floc Formation in Syntrophic Methanogenesis », *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 54, no 1, p. 10–19.
- [82]. **R. Cresson, (2006)**. Etude du démarrage de procédés intensifs de méthanisation : Impact des conditions hydrodynamiques et de la stratégie de montée en charge sur la formation et l'activité du biofilm, Thèse de doctorat, Université Montpellier II.
- [83]. **J. Thaveesri, D. Daffonchio, B. Liessens, P. Vandermeren & W. Verstraete, (1995)**. «Granulation and Sludge Bed Stability in Upflow Anaerobic Sludge Bed Reactors in Relation to Surface Thermodynamics», *Applied and Environmental Microbiology*, vol. 61, no 10, p. 3681–3686.
- [84]. **E. R. Hall, L. W. Hulshoff, G. Lettinga, J. F. Malina et J. F. G. Pohland, (1992)**. Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes, vol. 7 de *Water Quality Management Library*, Technomic Publishing Company.
- [85]. **Ghosh et F. G. Pohland, (1974)** « Kinetics of substrate assimilation and product formation in anaerobic digestion », *Water Pollution Control Federation*, vol. 46, p. 748–759.
- [86]. **Lu, S.G., Imai, T., Ukita, M. et Sekine, M., (2007)**, Start-up performances of dry anaerobic mesophilic and thermophilic digestions of organic solid wastes. *Journal of environmental Sciences* **19**: 416-420.
- [87]. **Bouallagui, H., Torrijos, M., Godon, J.J., Moletta, R., Ben Cheikh, R., Touhami, Y., Delgenes, J.P. et Hamdi, M., (2004)**, Two-phase anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Bioreactor performance. *Biochemical Engineering Journal* **21**: 193-197.
- [88]. **Angelidaki, I., Boe, K. et Ellegaard, L., (2005)**, Effect of operating conditions and reactor configuration on efficiency of full-scale biogas plant. *Water Science and Technology* **52** (1/2): 189-194.
- [89]. **Bernet, N. et Buffière, P., (2008)**, Caractérisation de la mise en oeuvre de la méthanisation. La méthanisation. R. Moletta, Lavoisier TEC DOC.
- [90]. **Gillot et al., (2008)** Gillot, S., Helmer, J.-M., Choubert, J.M. Fractionnement des eaux résiduaires. *Le Cemagref, unité de recherche Hydrosystèmes et bioprocédés*.

- [91]. **Gil Diaz J. L., Szanto Narea M. & al (1995)** Estimating material losses in sanitary landfills through biological degradation. Proceeding Sardinia, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy.
- Brooks R. J. & A. T. Corey.** « Hydraulic properties of porous media ». Hydrol. Pap., Colo. State Univ., Fort Collins, vol. 3. 1964.
- [92]. **VAN GENUCHTEN M, F. LEIJ & S. YATES.** « The RETC Code for Quantifying the Hydraulic Functions of Unsaturated Soils, US. Salinity Laboratory ». US. department of agricultural research service, Riverside, California. 1991.
- [93]. **MUALEM Y.** « A new model for predicting the hydraulic conductivity of unsaturated media ». Water Resour. Res., vol. 12, no. 3, pp. 513–522. 1976.
- [94]. **PARKER N. T.** « Multiphase flow and transport in porous media ». Reviews in Geophysics, vol. 27, no. 3, pp. 311–328. 1989.
- [95]. **BURDINE N. T.** « Relative permeability calculations from pore-size distribution data». Petrol., Trans., Am. Inst. Min. Eng., vol. 198, pp. 71–77. 1953.
- [96]. **Ministère de l'Agriculture, de la Pêche Maritime, Développement Rural et des Eaux et Forêts.** Maroc, Direction des Stratégies et Statistiques.
- [97]. S. Men-La-Yakhaf, K. Gueraoui and M. Driouich, New numerical and mathematical code reactive mass transfer and heat storage facilities of Argan waste, Advanced Studies in Theoretical Physics, 8(10), 485 - 498, 2014.
<http://dx.doi.org/10.12988/astp.2014.4331>
- [98]. Noble, J.J. and Arnold, A.E., (1991) Experimental and Mathematical Modeling of Moisture Transport in Landfills, Chemical Eng. Comm., 100:95-111.
- [99]. Kamal Gueraoui, J. Sabbar, S. Men-La-Yakhaf, Numerical Modelization of the pollutant's insertion in a soil of South Morocco (2020) vol 11, No1.
- [100]. **BROOKS R. J. & A. T. COREY.** « Hydraulic properties of porous media ». Hydrol. Pap., Colo. State Univ., Fort Collins, vol. 3. 1964.
- [101]. **VAN GENUCHTEN M., F. LEIJ & S. YATES.** « The RETC Code for Quantifying the Hydraulic Functions of Unsaturated Soils, US. Salinity Laboratory ». US. department of agricultural research service, Riverside, California. 1991.
- [102]. A. Bounouar, Kamal Gueraoui, M. Taibi, A. Lahlou, M. Driouich, M. Sammouda, S. Men-La-Yakhaf, M. Belcadi, Numerical and Mathematical Modeling of an Unsteady Heat Transfer within a Spherical Cavity: Applications Laser in Medicine, vol 8 No4, (2017).

- [103]. EL-Touroug, H., Gueraoui, K., Hassanain, N., Driouich, M., Men-La-Yakhaf, S., Numerical Modeling of the Phenomenon of Crystallization of Incompressible Fluid Flows into Rigid Pipes. Application to Polymer Melts, (2015) *International Review on Modelling and Simulations (IREMOS)*, 8 (1), pp. 99-103. <http://dx.doi.org/10.15866/iremos.v8i1.5141>
- [104]. R. K. Jalan, V. K. Srivastava, *Studies on pyrolysis of a single biomass cylindrical pellet - kinetic and heat transfer effects*, *Energy Conversion and Management*, 40 (1999) 467-494.
- [105]. BROOKS R. J. & A. T. COREY. « *Hydraulic properties of porous media* ». *Hydrol. Pap., Colo. State Univ., Fort Collins*, vol. 3. 1964.
- [106]. VAN GENUCHTEN M. T. « *A closed form equation for predicting the hydraulic conductivity of unsaturated soils* ». *Soil sci. soc. Am. J.*, vol. 44, no. 5, pp. 892–898. 1980.
- [107]. VAN GENUCHTEN M. , F. LEIJ & S. YATES. « *The RETC Code for Quantifying the Hydraulic Functions of Unsaturated Soils*, *US. Salinity Laboratory* ». *US. departement of agricultural research service, Riverside, California*. 1991.
- [108]. Men-La-Yakhaf S., Gueraoui K., Driouich M., *Advanced Studies in Theoretical Physics, Numerical and Mathematical Modeling of Reactive Mass Transfer and Heat Storage Installations of Argan Waste* 8 (2014) 485 – 498 <http://dx.doi.org/10.15866/ireme.v8i1.1265>
- [109]. Men-la-yakhaf S., Gueraoui K., Maaouni A., Driouich M. Effects of the Variation of Organic Carbon Rate on the Biogas Production During Anaerobic Digestion IREME, 8(1) (2014) 236-240. <http://dx.doi.org/10.15866/ireme.v8i1.1265>
- [110]. Mahboub, M., Gueraoui, K., Taibi, M., Aberdane, I., Kifani-Sahban, F., Men-La-Yakhaf, S., El Marouani, M., *Thermal Treatment of Morocco Sugarcane Bagasse Under Inert Atmosphere*, (2018) *International Review of Mechanical Engineering (IREME)*, 12 (10), pp. 860-868.
- [111]. Mohcine, A., Gueraoui, K., Mahboub, M., Bensalah, H., Rtibi, A., *Theoretical and Numerical Modeling of Turbulent Flow Problems in an Anaerobic Digester of Household Waste in Morocco*, (2018) *International Review of Civil Engineering (IRECE)*, 9 (1), pp. 40-49.
- [112]. Mahboub, M., Gueraoui, K., Men-la-yakhaf, S., Taibi, M., Driouich, M., Mohcine, A., Aberdane, I., *Mathematical and Numerical Modeling for Energy Valorization of Sugarcane*, (2018) *International Review of Civil Engineering (IRECE)*, 9 (5), pp. 194-201.