



**HAL**  
open science

# Modélisation des écoulements diphasiques bioactifs dans les installations de stockage de déchets

Shabnam Gholamifard

► **To cite this version:**

Shabnam Gholamifard. Modélisation des écoulements diphasiques bioactifs dans les installations de stockage de déchets. Sciences de l'environnement. Thèse de Doctorat spécialité Génie des Procédés, Ecole doctorale "Information, Communication, Modélisation, Simulation", Université Paris-Est, 2009. Français. NNT: . tel-02591848

**HAL Id: tel-02591848**

**<https://hal.inrae.fr/tel-02591848v1>**

Submitted on 15 May 2020

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

THÈSE

pour obtenir le grade de  
Docteur de l'Université Paris-Est

Spécialité : Génie des Procédés

Ecole doctorale : Information, Communication, Modélisation,  
Simulation

# Modélisation des écoulements diphasiques bioactifs dans les installations de stockage de déchets

Soutenue par

**Shabnam Gholamifard**

Le 2 février 2009

Membres du jury:

**Rapporteurs :**

**B. Guerrier, Directrice de Recherche, CNRS**  
**D. R. Reinhart, Professeur, Univ. Central Florida**

**Examineurs:**

**T. Bouchez, Docteur, Cemagref d'Antony**  
**C. Duquennoi, Docteur, Encadrant, Cemagref d'Antony**  
**R. Eymard, Professeur, Directeur de thèse, Univ. Paris-Est MLV**  
**G. Lauriat, Professeur, Univ. Paris-Est MLV**  
**V. Vavilin, Professeur, Acad. des Sciences de Russie**

**Invités:**

**J. Cacho, Docteur, Veolia Environnement**  
**F. Saidi, Docteur, CIRSEE**



## Remerciements

L'expression de ma gratitude va tout d'abord à Robert Eymard, directeur de thèse et professeur à l'université Paris-Est Marne-La-Vallée, et Christian Duquennoi, encadrant de thèse et ingénieur de recherche au Cemagref. Robert, votre confiance, votre intelligence et votre enthousiasme scientifique ont accompagnés et soutenus sans faillir les trois années de thèse qui s'achèvent ici. Christian, ta bonne humeur, ta disponibilité et ta rigueur scientifique m'ont beaucoup apporté du point de vue scientifique et humain durant mon travail. Merci d'avoir accepté de relire les différentes versions de mon manuscrit, rédigé dans une langue qui n'est pas la mienne, avec beaucoup de patience. Tes commentaires m'ont permis de grandement enrichir mon texte.

Je tiens aussi à remercier chaleureusement les membres de mon jury : Mme. Béatrice Guerrier, directrice de recherche au CNRS, et Mme. Debra Reinhart, professeur à l'université de Central Florida, pour m'avoir fait l'honneur d'être rapporteurs de ma thèse et qui m'ont fait des commentaires très enrichissants sur mon travail ; mes examinateurs M. Théodore Bouchez, ingénieur microbiologiste au Cemagref, et M. Vasily Vavilin, professeur à l'Académie des Sciences de Russie, leurs questions et leurs commentaires m'ont apporté un éclairage différent ; et M. Guy Lauriat, professeur à l'université Paris-Est Marne-La-Vallée, pour m'avoir fait l'honneur d'accepter de présider le jury.

Merci également à M. Fethi Saidi, ingénieur au pôle valorisation matière et énergie du CIRSEE, et M. Jésus Andrés Cacho Rivero, responsable de pôle méthanisation au Veolia Environnement d'avoir accepté de faire parti de ce jury.

Je n'oublie pas les personnels de Cemagref: les chercheurs et les techniciens de laboratoires lixiviat, microbiologie et géosynthétiques, les secrétaires, les thésards et les stagiaires; je leur exprime ma reconnaissance pour leur gentillesse, leur disponibilité et leur accueil chaleureux.



*Frères humains, laissez moi vous raconter comment ça s'est passé (...). Et c'est bien vrai qu'il s'agit d'une sombre histoire, mais édifiante aussi, un véritable conte moral, je vous l'assure. Ça risque d'être un peu long, après tout il s'est passé beaucoup de choses, mais si ça se trouve vous n'êtes pas trop pressés, avec un peu de chance vous avez le temps. Et puis ça vous concerne : vous verrez bien que ça vous concerne. Ne pensez pas que je cherche à vous convaincre de quoi que ce soit ; après tout, vos opinions vous regardent. Si je me suis résolu à écrire, après toutes ses années, c'est pour mettre les choses au point pour moi-même, pas pour vous.*

Jonathane Littell, **Les Bienveillantes**



# Sommaire

<b>Sommaire</b> .....	<b>1</b>
<b>Résumé</b> .....	<b>5</b>
<b>Abstract</b> .....	<b>7</b>
<b>Introduction</b> .....	<b>9</b>
<b>Chapitre 1</b> .....	<b>15</b>
<b>Le stockage bioactif des déchets : stratégie et processus bio-physico-chimiques</b> .....	<b>15</b>
1.1 Déchets ménagers non dangereux (DND).....	15
1.1.1 Production des déchets ménagers .....	15
1.1.2 Le stockage.....	16
1.1.3 L'ISDND bioactive ou bioréacteur.....	16
1.2 Processus bio-physico-chimiques dans les ISDND.....	17
1.2.1 La composition des déchets ménagers non dangereux (DND) .....	17
1.2.2 Teneur en eau et en matières sèches des DND .....	18
1.2.3 La digestion anaérobie de la matière organique.....	19
1.2.4 Le lixiviat .....	20
1.2.5 Le biogaz .....	20
<b>Chapitre 2</b> .....	<b>23</b>
<b>Modélisation du transfert de matière et de chaleur dans un milieu poreux</b> .....	<b>23</b>
2.1 Variables et paramètres hydrauliques et thermiques définissant un écoulement diphase dans un milieu poreux .....	23
2.1.1 Teneur en eau et saturation .....	24
Teneur en eau .....	24
Saturation .....	26
2.1.2 Porosité.....	26
2.1.3 Masse volumique - densité.....	29
2.1.4 Définition de la saturation à partir de la teneur en eau .....	31
2.1.5 Pression capillaire.....	31
2.1.6 Perméabilité relative et intrinsèque.....	32
2.1.7 Conductivité hydraulique .....	33
2.1.8 Conductivité thermique des déchets .....	34
2.1.9 Capacité calorifique des déchets .....	35
2.2 Modélisation du transfert de matière et de chaleur dans un milieu poreux.....	36
2.2.1 Principes de la thermodynamique des systèmes irréversibles.....	37
2.2.2 Un modèle complet d'écoulement d'eau et de gaz au sein d'un milieu poreux.....	38
2.2.2.1 Conservation de la masse .....	38
Loi de Darcy .....	38
2.2.2.2 Le bilan d'énergie.....	39
2.3 Méthodes numériques et validation sur des cas simplifiés .....	39
2.3.1 La méthode des volumes finis.....	39
2.3.2 Enjeu du décentrage dans le schéma de volumes finis explicite .....	41
2.3.3 Ecoulement diphasique en milieu poreux .....	42
2.3.4 La méthode de Newton .....	42
2.3.5 Validation du modèle diphasique sur une solution analytique .....	44
2.3.5.1 Equation de Buckley-Leverett .....	46
2.3.5.2 Méthode de Welge.....	47
2.3.6 Comparaison des résultats numériques avec les solutions analytiques .....	48



2.3.6.1	Colonne horizontale.....	48
2.3.6.2	Colonne verticale.....	50
<b>Chapitre 3.....</b>		<b>53</b>
<b>Modèles de dégradation des déchets et de production de biogaz .....</b>		<b>53</b>
3.1	Introduction.....	53
3.1.1	Les phases de dégradation des DND.....	54
3.1.1.1	Phase 1: La phase aérobie.....	54
3.1.1.2	Phase 2: La phase acide anaérobie .....	55
3.1.1.3	Phase 3: La phase méthanogène accélérée.....	56
3.1.1.4	Phase 4: La phase méthanogène ralentie.....	57
3.1.2	Les paramètres et processus clés du modèle de dégradation.....	57
3.1.2.1	L'humidité.....	58
3.1.2.2	La température.....	58
3.1.2.3	La biodégradation.....	59
3.1.2.4	La recirculation du lixiviat.....	60
3.1.2.5	L'effet de l'humidité et de la recirculation de lixiviat sur la température .....	60
3.1.3	Les modèles de type I et de type II .....	61
3.2	Modèles de dégradation et de production de gaz de type I : Cinétiques de dégradation de premier ordre .....	61
3.2.1	Dégradation des fractions biodégradables des déchets .....	61
3.2.2	La production de biogaz .....	63
3.2.3	Développement d'un nouveau modèle de type I .....	64
3.3	Modèles de dégradation de type II : Utilisation d'un modèle de croissance des microorganismes.....	65
3.3.1	Modèle d'El-Fadel (1996).....	65
3.3.1.1	Production de biogaz.....	65
3.3.1.2	Production de chaleur.....	68
3.3.2	Modèle de Vavilin (2000, 2002) .....	69
3.3.3	Modèles de croissance des microorganismes.....	70
3.3.4	Développement d'un nouveau modèle de type II.....	72
Hydrolyse .....		72
Production de biogaz .....		72
Production de chaleur .....		74
3.4	Etude bibliographique sur les paramètres thermiques et biologiques des modèles de dégradation et de production de biogaz de type I et de type II.....	74
3.4.1	Les paramètres biologiques et thermiques du modèle de type I.....	75
3.4.2	Les paramètres biologiques et thermiques du modèle de type II .....	75
<b>Chapitre 4.....</b>		<b>81</b>
<b>Campagne expérimentale et analyse des résultats .....</b>		<b>81</b>
4.1	Matériel et méthodes .....	81
4.1.1	Cellules expérimentales .....	81
4.1.2	Les déchets.....	83
4.1.3	Le lixiviat .....	84
4.1.4	Quantification du volume de biogaz.....	84
4.1.5	Remplissage des cellules : les problèmes et leurs solutions.....	84
4.1.6	Inoculation des déchets.....	85
4.1.7	Protocole de remplissage et de saturation des pilotes .....	85
4.1.7.1	Cas avec saturation maximum .....	86
4.1.7.2	Cas avec capacité au champ .....	86
4.1.7.3	Cas avec saturation minimum.....	87
4.1.8	Les capteurs de température.....	88

4.1.9	Le biogaz .....	88
4.2	Résultats de production de biogaz.....	89
	Nous présentons ici les résultats de production de biogaz dans les pilotes expérimentaux et nous discutons ces résultats.....	89
4.2.1	Production totale de biogaz pendant un an .....	89
	Les remarques.....	90
4.2.2	La production du biogaz au cours de temps.....	91
4.2.3	Réinjection de lixiviat dans les pilotes les moins humides .....	94
4.2.3.1	Pilote 10 .....	94
	Remarques concernant la réinjection de lixiviat.....	98
	Simulation numérique du pilote 10 .....	98
4.2.3.2	Pilote 13 .....	100
4.2.3.3	Pilote 11 .....	101
4.3	Analyse microbiologique des pilotes expérimentaux .....	102
4.3.1	Echantillonnage du lixiviat à partir des pilotes .....	102
4.3.2	Résultats des analyses biochimiques et microbiologiques .....	103
	Résultats des analyses biochimiques .....	103
	Fixation et hybridation des échantillons avec la technique FISH.....	104
	Microscopie confocale laser .....	106
	Résultats de l'analyse microbiologique .....	106
	Interprétations.....	112
4.4	Conclusions.....	113
	<b>Chapitre 5 .....</b>	<b>115</b>
	<b>Simulation numérique des ISDND- bioactives.....</b>	<b>115</b>
5.1	Résultats hydrauliques .....	115
5.1.1	Les résultats hydrauliques de la simulation numérique.....	117
5.1.2	Conclusion et discussion.....	124
5.2	Résultats thermiques et biologiques .....	125
5.2.1	Observations sur site .....	125
5.2.2	Comparaisons des résultats thermiques des modèles 1 et 2.....	127
5.2.3	Résultats d'application du modèle2 aux sites 1 et 2 .....	128
5.2.3.1	Résultats à long terme: pendant 10 ans sans réinjection de lixiviat.....	129
5.2.3.2	Les résultats à court terme .....	132
5.2.4	Conclusion .....	137
5.3	Modèle biologique avec deux types de biomasse méthanogène .....	138
5.3.1	Résultats de simulation.....	139
5.3.2	Introduction d'une couche de sol dans le modèle.....	144
5.3.2.1	Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et déchets.....	145
5.3.2.2	Les résultats de modélisation d'un bioréacteur avec injection de lixiviat chargé et non-chargé.....	147
5.4	Conclusion .....	148
	<b>Conclusion générale et perspectives.....</b>	<b>151</b>
	<b>Références bibliographiques .....</b>	<b>155</b>
	<b>Liste des figures et des tableaux.....</b>	<b>169</b>
	<b>Annexe A.....</b>	<b>175</b>
	<b>Articles.....</b>	<b>187</b>



## Résumé

Accélérer la dégradation anaérobie des déchets enfouis, optimiser la production de biogaz et diminuer le temps et le coût de surveillance sont les enjeux principaux d'installation de stockage des déchets non dangereux (ISDND)-bioactives, ainsi que, plus classiquement, minimiser leurs impacts sanitaires et environnementaux. L'une des méthodes les plus efficaces pour atteindre ces objectifs est la recirculation de lixiviat et l'augmentation de l'humidité des déchets. Les objectifs du bioréacteur ne seront pas atteints sans une connaissance rationnelle des phénomènes hydrauliques, biologiques et thermiques qui s'y développent et de l'influence de l'un de ces phénomènes sur les autres. Les observations *in situ*, les expérimentations en laboratoire ainsi que les modèles numériques permettent ensemble une approche rationnelle de ces phénomènes. C'est ce qui constitue le corps de ce travail de thèse, où nous avons étudié le comportement hydro-thermo-biologique des déchets dans la phase anaérobie en laboratoire, sur site à partir de données hydro-thermiques de deux bioréacteurs situés en France et en développant un modèle numérique pour simuler ce comportement couplé des bioréacteurs. Les travaux en laboratoire nous ont permis d'étudier l'effet de la saturation et de la densité (compactage des déchets) sur la dégradation anaérobie des déchets ménagers et l'influence de ces paramètres sur la production de biogaz. Les données hydrauliques et thermiques *in situ* des bioréacteurs nous ont permis de connaître les variations des paramètres essentiels comme la température et la saturation dans les déchets, à différentes profondeurs, et estimer d'autres paramètres qui sont difficile à déterminer expérimentalement. Le modèle numérique nous a permis d'étudier le comportement couplé, hydro-thermo-biologique, des bioréacteurs à long terme (pendant une dizaine d'années) aussi bien qu'à court terme pendant la recirculation de lixiviat.

L'interdépendance des différents paramètres qui influent la dégradation des déchets est la principale raison nous ayant conduits à développer un modèle de couplage qui nous permette d'étudier chaque paramètre en fonction des autres. Les travaux en laboratoire et les données thermiques de site nous ont conduits à développer un modèle d'écoulement diphasique du liquide et du gaz dans les déchets, considérant les phénomènes biologiques, en fonction des paramètres clés de la dégradation comme la température et la saturation, pour aboutir à la production de biogaz et de chaleur.

Les trois parties de ce travail, les expérimentations en laboratoire, le développement d'un modèle numérique et l'analyse des données de site ont été effectuées en parallèle de façon complémentaire. Les expérimentations de laboratoire tout comme l'analyse des données de site, nous ont montré l'importance des paramètres qu'il faut considérer dans le modèle et en retour le modèle numérique nous a aidé à diriger les expérimentations en laboratoire et montré la nécessité de conduire certaines analyses sur les pilotes expérimentaux, comme l'analyse de la biomasse, de la DCO et des AGV. L'analyse des données hydrauliques et thermiques de sites de bioréacteur nous a permis de caler les paramètres hydrauliques, biologiques et thermiques des déchets qui sont difficile à définir sur le site sans le perturber (comme la conductivité hydraulique, la saturation, la conductivité thermique, la capacité calorifique, la concentration en biomasse et en AGV). Le travail réalisé dans la thèse a permis de développer un modèle couplé hydro-thermo-biologique et de tester sa capacité à prévoir le comportement thermique d'un bioréacteur, la production totale et le taux de production de méthane. Nous avons montré qu'il était adopté à l'étude du comportement à long terme d'un bioréacteur, aussi bien qu'à court terme pendant la réinjection de lixiviat, là où les techniques de mesure et le temps sont limitants en laboratoire ou sur site.

**Mots clés:** ISDND-bioactives, Recirculation de lixiviat, dégradation anaérobie, Méthanisation des déchets, Croissance microbienne, Comportement hydro-thermo-biologique, Modélisation de couplage, Mesures *in situ* de température et d'humidité, Transferts de masse et de chaleur, Ecoulement de lixiviat et de biogaz, Biomasse méthanogène, Inhibition par AGV.



## Abstract

The main objectives of bioreactor landfills are to accelerate anaerobic degradation of waste in order to minimize the environmental impacts, to optimize biogas production and to minimize the time of waste stabilization as well as the costs and time of monitoring of landfill sites after operation. One of the most important and cost-effective method to achieve these objectives is liquid addition and management. The objectives of bioreactor landfills could not be achieved without enough knowledge of its hydraulic, thermal and biological parameters and processes and the effects of each of them on the others. Site observations and data and laboratory experiments as well as numerical models could help to develop the knowledge of these phenomena and processes, which is the objective of this work.

In this thesis we study the coupled hydro-thermo-biological behavior of bioreactor landfills in the anaerobic phase in the laboratory and using site data of two bioreactor landfills in France and developing a numerical coupled model. The laboratory experiments help us to know the effect of such important parameters as saturation and density of wastes on anaerobic degradation and biogas production. The site data help us to know the variations of saturation and temperature of wastes in a bioreactor landfill in different depths, as two key factors of anaerobic degradation and biogas production. Site analysis helps also to estimate some parameters as hydraulic and thermal conductivity of wastes, which are hard to measure *in situ* without disturbing the landfill site. The numerical model helps us to study the coupled behavior of bioreactor landfills during leachate recirculation, as well as on the long term during many years.

The interdependence of various parameters which influence waste degradation and thermo-biological phenomena in a bioreactor landfills is the main reason of development of this coupled model. This model makes it possible to study each key parameter, as saturation and temperature, as a function of other parameters. Laboratory experiments and site data analysis lead to develop a biological model of degradation to be coupled with a two-phase flow model of liquid and gas.

The three parts of this thesis, laboratory experiments, site data analysis and development of the numerical coupled model were carried out in parallel and in a complementary manner. Laboratory experiments as well as site data analysis showed us the importance of some parameters to be considered in the numerical model and coupled behavior. In return numerical model showed the importance of considering the temperature dependence behavior of microbial activity and the necessity of biomass, VFA and COD analysis in laboratory experiments. The analysis of hydraulic and thermal site data led to estimate parameters which are hard to measure *in situ* or in the laboratory, as hydraulic and thermal conductivity of waste, saturation, thermal conductivity of cover layer and heat capacity of waste. The numerical coupled hydro-thermo-biological model seems to be efficient enough to predict biogas and methane production in bioreactor and classical landfills and to reproduce their correct behavior.

Key words: Bioreactor landfills, Leachate recirculation, Anaerobic degradation, Biogas production, Methanogenic biomass, hydro-thermo-biological behavior, Coupled model, *In situ* measurements, Heat and gas transfer, VFA inhibition.



# Introduction

La gestion des déchets, notamment dans les grandes villes, est devenue un problème complexe, tant sur les plans politique, scientifique que technique. Notre propos est d'étudier plus particulièrement la gestion des déchets enfouis, et la question de leur dégradation par activité biologique. Les déchets rassemblés dans des sites de stockage sont susceptibles d'être à l'origine de différentes sources de pollution: pollution des nappes phréatiques par les infiltrations de lixiviat (jus de décharge), rejet dans l'atmosphère du biogaz (pour l'essentiel du méthane et du dioxyde de carbone) issu de la fermentation des déchets, odeurs, faune nuisible (rats, mouches...), risque d'explosion etc.

Aussi les décharges modernes ne sont-elles plus de simples entassements de déchets dans un lieu de stockage : rebaptisées installations de stockage de déchets non dangereux (ISDND), elles sont étudiées pour minimiser les nuisances et les impacts sanitaires et environnementaux. Construites de préférence sur des sites à la géologie favorable à cette minimisation, les ISDND sont de plus isolées de la nappe phréatique par une série de barrières passives (couche d'argile d'un mètre d'épaisseur, géomembrane) et actives (dispositifs de drainage qui récupèrent les lixiviats avant leur traitement). Elles sont divisées en casiers, qui sont remplis les uns après les autres puis recouverts d'un dispositif de couverture pour limiter l'infiltration d'eau dans les déchets et permettre la végétation du site après exploitation. Le biogaz est collecté puis brûlé en torchère ou valorisé. Après la fin de l'exploitation, le site fait l'objet d'une surveillance pendant plusieurs décennies. Un enjeu important est ainsi le développement de techniques d'exploitation permettant l'accélération de la dégradation biologique des déchets pour diminuer les risques environnementaux.

Le développement de telles techniques nécessite la connaissance des paramètres influant sur les processus et réactions de dégradation, conditionnées par de nombreux paramètres environnementaux. Ces paramètres sont maintenant assez bien connus mais leurs effets demeurent encore difficilement quantifiables en raison de leur mutuelle dépendance (Aran, 2000). Selon la littérature, les deux principaux facteurs contrôlant le plus la dégradation des déchets et la production de biogaz sont la température, l'humidité des déchets (Farquhar et Rovers (1973), Rees (1980), Gurijala et Suflita (1983), Jokela et al (1999); McDougall et Pyrah (1999)) et plus particulièrement la répartition du lixiviat au sein du massif de déchets (Klink and Ham, 1982). Afin d'accélérer la dégradation des déchets stockés dans les ISDND bioactives ou bioréacteurs, différents pays, dont les Etats-Unis depuis 1980, utilisent la technique la plus courante : la recirculation du lixiviat récupéré en fond de casier dans le massif de déchets (Mehta et al., 2002). Cette approche permet d'augmenter le taux de production du biogaz et notamment du méthane, gaz potentiellement valorisable et reconnu comme une source d'énergie renouvelable (Directive 2001/77/CE).

Afin d'étudier et de comparer les différentes méthodes d'exploitation des ISDND, des démarches basées sur la modélisation et la simulation sont développées dans de nombreux pays (El Fadel et al., 1996 ; Vavilin et al., 2000 et 2002 ; Aran, 2000 ). Les modèles utilisés décrivent les phénomènes hydrauliques, biologiques et thermiques qui s'y développent et l'influence de l'un de ces phénomènes sur les autres. Un modèle numérique de couplage hydro-thermo-biologique est au final un bon moyen de prévoir la production totale et le taux de production de méthane (El Fadel et al., 1996). Ce type de modèle est efficace pour étudier le comportement d'un bioréacteur à long terme, aussi bien qu'à court terme pendant la réinjection de lixiviat, là où les techniques de mesure et le temps sont limitants en laboratoire ou sur site. En effet, il permet :



- ❖ de réduire les risques environnementaux par une meilleure maîtrise des processus internes au stockage en connaissant certains phénomènes biologiques et l'effet des paramètres importants comme la saturation et la température d'une installation de stockage de déchets sur ces processus,
- ❖ d'améliorer le dimensionnement des dispositifs de couverture des installations de stockage de déchets dont les résultats de ce travail montrent qu'ils jouent un rôle très important sur le comportement thermique des déchets et la température des sites, qui est un paramètre clé de dégradation des déchets et de production de biogaz,
- ❖ de développer des stratégies optimales de réinjection de lixiviat comme la durée et la fréquence de l'injection, le volume de lixiviat injecté, le nombre de brins ou de puits d'injection ainsi que leur écartement. Le but est d'améliorer l'efficacité de la recirculation de lixiviat afin d'obtenir une teneur en eau la plus homogène possible dans le massif de déchets, ce qui est rarement le cas d'après la littérature (Mehta et al., 2002),
- ❖ de réduire la durée du suivi post-exploitation, fixée aujourd'hui réglementairement à 30 ans et qui entraîne la constitution de garanties financières considérables. Les coûts de suivi à long terme pourraient être en partie transférés vers la phase d'exploitation.

Cependant, de nombreuses questions apparaissent lors de la conception de tels modèles : quelle doit en être la complexité quant à la description des phénomènes biologiques, des phénomènes d'écoulement, avec quelle finesse faut-il prendre en compte le détail des actions d'exploitation, etc. Ensuite viennent les difficultés liées au choix des données à introduire dans ces modèles. Celles-ci doivent s'appuyer sur des observations *in situ* et des expérimentations en laboratoire. Enfin, il faut calculer, au moins de manière approchée, les grandeurs prédites par ces modèles. Cela nécessite le développement de techniques numériques adaptées.

Ce travail de thèse s'inscrit dans cette démarche\*. Nous avons ainsi étudié le comportement hydro-thermo-biologique des déchets dans la phase anaérobie en laboratoire, et sur site à partir de données hydro-thermiques de deux bioréacteurs situés en France et en développant un modèle numérique pour simuler ce comportement couplé des bioréacteurs. Les travaux en laboratoire nous ont permis d'étudier l'effet de la saturation et de la densité (compactage des déchets) sur la dégradation anaérobie des déchets ménagers et l'influence de ces paramètres sur la production de biogaz. Les données hydrauliques et thermiques *in situ* des bioréacteurs nous ont permis de connaître les variations des paramètres essentiels comme la température et la saturation dans les déchets, à différentes profondeurs, et estimer d'autres paramètres qui sont difficile à déterminer expérimentalement. Le modèle numérique nous a permis d'étudier le comportement couplé, hydro-thermo-biologique, des bioréacteurs à long terme (pendant une dizaine d'années) aussi bien qu'à court terme pendant la recirculation de lixiviat.

L'interdépendance des différents paramètres qui influent la dégradation des déchets est la principale raison nous ayant conduit à développer un modèle de couplage qui nous permette d'étudier chaque paramètre en fonction des autres. Les travaux en laboratoire et les données thermiques de site nous ont conduits à développer un modèle d'écoulement diphasique du liquide

---

<sup>1</sup> Cette thèse fait partie des travaux de recherche menés par le Cemagref au sein de l'unité de recherche Hydrosystèmes et Bioprocédés dans le cadre du thème de recherche Sowaste (Solide Waste) pour améliorer la compréhension et la maîtrise de la technologie des ISDND-bioactives.

Les travaux présentés dans cette thèse font partie du programme PRECODD "Bioréacteur" financé par l'ANR (Agence National de Réacteur) et d'un projet financé par la Région Ile de France dans le cadre du Domaine d'intérêt Majeur "Réseau de Recherche sur le Développement Soutenable" (DIM-R2DS).

et du gaz dans les déchets, considérant les phénomènes biologiques, en fonction des paramètres clés de la dégradation comme la température et la saturation, pour aboutir à la production de biogaz et de chaleur.

Ces trois aspects de la thèse (les expérimentations en laboratoire, le développement d'un modèle numérique et l'analyse des données de site) ont été effectués en parallèle de façon complémentaire. Les expérimentations de laboratoire tout comme l'analyse des données de site, nous ont montré l'importance des paramètres à considérer dans le modèle et en retour le modèle numérique nous a aidés à diriger les expérimentations en laboratoire et montré la nécessité de conduire certaines analyses sur les pilotes expérimentaux, comme l'analyse de la biomasse, de la DCO et des AGV. L'analyse des données hydrauliques et thermiques de sites de bioréacteur nous a permis de caler les paramètres hydrauliques, biologiques et thermiques des déchets qui sont difficiles à évaluer sur le site sans le perturber (comme la conductivité hydraulique, la saturation, la conductivité thermique, la capacité calorifique, la concentration en biomasse et en AGV). L'ensemble de ces travaux est ainsi présenté dans les chapitres qui suivent.

Le chapitre 1, **Le stockage bioactif des déchets : stratégie et processus bio-physico-chimiques**, décrit d'abord la stratégie et les enjeux du stockage des déchets et des ISDND-bioactives. Il présente ensuite les processus bio-physico-chimiques qui se développent au sein des massifs de déchets stockés, en particulier lorsque les installations de stockage sont gérées comme des bioréacteurs accélérant la biodégradation des déchets. On met en évidence dans ce chapitre la nécessité de développer un modèle couplé d'écoulements diphasiques bioactifs de lixiviat et de biogaz.

Le chapitre 2, **Modélisation du transfert de matière et de chaleur dans un milieu poreux**, détaille un ensemble de phénomènes à prendre en compte dans les écoulements diphasiques en milieux poreux, afin de modéliser les ISDND. Ce chapitre comporte trois parties. Dans la première partie nous menons une étude bibliographique sur les paramètres physiques et hydrauliques des déchets comme la masse volumique, la porosité, la teneur en eau, la saturation, la conductivité hydraulique, etc. Nous donnons dans cette partie la définition de ces paramètres ainsi que leurs ordres de grandeurs dans la littérature, et nous discutons le choix qui a été fait entre les deux paramètres de teneur en eau et de saturation pour le modèle numérique. Nous nous servons de ces paramètres pour développer un modèle d'écoulement diphasique, dans la deuxième partie de ce chapitre. Dans la troisième partie nous présentons les méthodes numériques que nous avons choisies pour résoudre les équations de transfert de masse et de chaleur dans le milieu poreux, la méthode des volumes finis. Afin de valider l'efficacité de cette méthode pour résoudre les problèmes d'écoulement diphasique, les résultats de simulation numérique en utilisant ce modèle sont comparés à des solutions analytiques existantes pour deux cas: une colonne horizontale sans gravité et avec injection de liquide et une colonne verticale avec gravité et sans injection de liquide. Les résultats de validation du modèle diphasique avec les solutions analytiques ont été présentés au colloque *Sardinia (2007)*.

Nous considérons quelques hypothèses pour simplifier le modèle d'écoulement diphasique : Nous ne considérons pas la déformation de la phase solide (tassement des déchets solides) ni la consolidation des déchets dans le modèle. La dégradation des déchets solides est uniquement considérée dans le modèle biologique de dégradation et de production de méthane, au chapitre trois. Le modèle est homogénéisé et nous ne considérons pas les variations de certains paramètres comme la densité et la teneur en eau avec la profondeur. Les variations de ces paramètres seront étudiées dans le chapitre 4, par expérimentation en laboratoire.

**Les résultats et les acquis du chapitre 2 :** Dans ce chapitre nous avons développé un modèle de simulation numérique des phénomènes hydrauliques et de l'écoulement diphasique de liquide et de gaz dans les bioréacteurs. La capacité et l'adéquation des méthodes numériques utilisées à résoudre les équations de conservation du modèle sont mises en évidence sur des cas analytiques, ainsi que sur des données de site.

Le chapitre 3, **Modèles de dégradation des déchets et de production de biogaz**, comporte trois parties principales. La première est une introduction suivie par une étude bibliographique des modèles simplifiés de dégradation anaérobie des déchets et de production de biogaz directement à partir des déchets solides dégradés. Ces modèles sont basés principalement sur des cinétiques de dégradation des déchets solides de premier ordre et ne considèrent pas les phénomènes biologiques de dégradation et des microorganismes participant à ces phénomènes, nous les appellerons modèles de *type I*. Cette partie est suivie par la description du modèle de type I que nous avons développé en vue du couplage avec notre modèle de transferts. La deuxième partie introduit les modèles de dégradation qui sont basés sur le modèle de croissance microbienne de Monod (1949) et qui considèrent le rôle de la biomasse méthanogène dans la production de gaz et de chaleur, nous les appellerons modèles de *type II*. À la fin de cette partie nous introduisons le modèle de type II que nous avons développé en vue du couplage avec notre modèle de transferts, en insistant sur le rôle de la teneur en eau et de la température des déchets sur l'activité des microorganismes et la dégradation anaérobie des déchets. Pour simplifier le modèle et éviter une longue liste de paramètres à identifier, nous n'avons modélisé qu'une seule population méthanogène mésophile. Considérant les valeurs de température observées et signalées dans différentes études et l'importance des microorganismes thermophiles (Lanini, 1998), nous avons ajouté dans un second temps une population thermophile dans le modèle. Finalement la troisième partie comporte une étude bibliographique effectuée sur les paramètres thermiques et biologiques nécessaires pour chaque type de modèle de dégradation. Les résultats de comparaison de ces deux types de modèles ont été présentés au *5th International Symposium on Finite Volumes for Complex Applications (FVCA5)*, Aussois, France (2008) et au *23<sup>rd</sup> waste management and technology symposium, Philadelphia (2008)*.

Le chapitre 4, **Campagne expérimentale et analyse des résultats**, décrit les expérimentations en laboratoire qui ont été menées pour répondre aux besoins et objectifs de cette thèse. Considérant l'importance de la teneur en eau dans la dégradation anaérobie des déchets et la production de méthane, nous étudions l'effet de variation de ce paramètre, ainsi que de la densité des déchets (compactage) sur les phénomènes biologiques. La densité des déchets influence la capacité de rétention de l'eau dans les déchets (Powrie, 1995 ; Zornberg, 1999 ; Lanini, 1998 ; Ademe, 2001) et influe donc indirectement les phénomènes biologiques de dégradation et de production de biogaz. Nous examinons dans ce chapitre, l'effet de la saturation et de la densité des déchets sur la dégradation anaérobie, la production de biogaz et le développement de la biomasse méthanogène grâce à la mise en place des treize pilotes de l'ordre de 2 litres. Nous étudions quatre niveaux de densité (compactage) et trois niveaux de saturation : saturation minimum, capacité au champ et saturation maximum (la définition de ces paramètres est présentée dans le chapitre 1). La température est quasiment constante car les pilotes sont placés dans une chambre dont la température varie entre 33°C et 35°C. Nous présentons les résultats de production de biogaz dans les pilotes, ainsi que l'évolution des bactéries fermentatives et des populations méthanogènes et nous discutons l'effet de la saturation et de la densité sur les résultats. Le modèle couplé de type II est appliqué à un des pilotes expérimentaux pendant l'injection de lixiviat pour valider le modèle avec les résultats expérimentaux et les résultats sont

présentés et discutés. Nous discutons également dans ce chapitre des difficultés expérimentales rencontrées et de leur influence sur certains résultats.

#### ***Les résultats et les acquis du chapitre 4 :***

Nous montrons dans ce chapitre une relation entre les valeurs de teneur en eau volumique (volume d'eau/ volume totale des déchets), la densité des déchets et la production de biogaz et l'évolution de la biomasse méthanogène. Les résultats expérimentaux montrent que plus les déchets sont humides et moins ils sont denses, plus ils produisent de biogaz et plus ils sont chargés en biomasse méthanogène. Nous montrons aussi dans ce chapitre l'effet de l'injection de lixiviat et d'eau sur la production de biogaz. L'injection de lixiviat déclenche l'hydrolyse des déchets solides et la production de biogaz, aussi bien que l'injection d'eau. Ce résultat montre l'influence de l'humidité sur la dégradation anaérobie et la production de biogaz. Ce rôle semble être plus important que celui d'apport de nutriments par le lixiviat.

Les résultats montrent aussi le rôle de la température sur l'évolution de certaines populations microbiennes et la production de biogaz. Les methanosaeta, trouvés dans un des pilotes expérimentaux, ont réagi à un changement de température de 34-35°C à 38-39°C, changement qui a déclenché la production de biogaz dans notre expérience. Cette biomasse est connue comme le principal producteur de méthane (Smith et al., 2007) et il semble qu'elle se soit développée dans des conditions particulières dans notre campagne expérimentale : à une teneur en eau proche à la capacité au champ (50%), une densité solide moyenne de 550(kg/m<sup>3</sup>) et en présence de concentrations assez fortes en AGV.

Les résultats de simulation numérique d'un des pilotes de laboratoire montrent la capacité du modèle à prévoir le comportement hydraulique, thermique et biologique des déchets à cette échelle. Ce modèle donne de bons résultats de production de biogaz, de variations de température et d'AGV et d'évolution de la biomasse en comparaison avec les résultats des pilotes expérimentaux. Ce modèle semble ainsi pouvoir être utilisé comme un bon moyen de prévision de la production de biogaz dans des cellules de laboratoire.

Le chapitre 5, **Simulation numérique des ISDND-bioactives**, présente les résultats hydrauliques et thermo-biologiques de simulation numérique de deux bioréacteurs instrumentés en France. Ces résultats sont comparés avec des données et observations des deux bioréacteurs, ainsi qu'avec les travaux et observations d'autres auteurs. Nous étudions les résultats pour deux cas généraux : à long terme pendant dix ans de simulation numérique et à court terme pendant la réinjection de lixiviat. Dans ce chapitre nous discutons ces résultats et présentons les principales conclusions que l'on peut en tirer. L'effet des facteurs clés de la dégradation anaérobie et de la production de biogaz, la saturation et la température, est discuté dans ce chapitre, ainsi que l'effet de chaque paramètre sur l'autre dans un comportement couplé. Nous montrons comment ces résultats nous ont mené à organiser et interpréter les expérimentations en laboratoire et les perspectives de ce travail. Nous présentons dans ce chapitre les résultats de simulation numérique dans une colonne 1D avec différentes répartitions de populations méthanogènes mésophiles et thermophiles. Finalement nous améliorons le modèle pour considérer une couche de sol en fond de casier d'ISDND à cause de l'importance des conditions thermiques aux limites sur les résultats thermiques et biologiques. Les résultats hydrauliques du modèle en comparaison avec les résultats d'un bioréacteur en France pendant la recirculation de lixiviat ont été présentés au colloque *Sardinia (2007)*. Les résultats thermo-biologiques à long terme et à court terme en comparaison avec les données de deux bioréacteurs en France et les observations *in situ* rapportées dans la littérature, ont été présentés aux *5th International Landfill Research Symposium (ICLRS, 2008)* et *Global Waste Management Symposium (2008)* à Denver et publiés dans la revue scientifique internationale *Water Research (2008)*.

***Les résultats et les acquis des chapitres 3 et 5 :*** Dans le chapitre 3 nous avons développé deux modèles de dégradation des déchets et de production de biogaz. Le modèle de type I est un modèle simplifié de dégradation que ne considère pas l'activité des microorganismes dans les processus de production de biogaz et de dégradation. Par contre le modèle de type II incorpore un modèle de croissance microbienne. Dans le chapitre 5, les deux modèles donnent de bons résultats pour reproduire les phénomènes hydrauliques pendant l'injection de lixiviat. Le modèle diphasique basé sur la loi de Darcy montre un avantage certain pour les cas appliqués au bioréacteur où la pression de la phase gazeuse varie à cause de la production de biogaz et de l'injection de lixiviat. Cet avantage est bien montré en validant ce modèle diphasique avec les cas analytiques dans le chapitre 1, ainsi que dans ce chapitre en l'appliquant au cas d'un bioréacteur pendant la réinjection de lixiviat. Le modèle se montre capable à reproduire la taille des bulbes de saturation, aussi bien que la dissipation de la saturation avec le temps.

Les résultats thermiques montrent que le modèle de type I n'est pas capable de reproduire de façon correcte le dégagement de chaleur dans les bioréacteurs. Par contre la capacité du modèle de type II à reproduire la production de chaleur par l'activité microbienne a été mise en évidence dans le chapitre 5. L'efficacité du modèle de type II à reproduire les phénomènes thermo-biologiques est confirmée avec les données et les observations de site et de la littérature. Nous montrons aussi qu'un modèle 1D permet de prendre en compte les conditions thermiques extérieures (la température de l'air, le sous-sol du casier) du bioréacteur, en restant très rapide et efficace. A la fin de ce chapitre nous validons les résultats d'injection de l'eau que nous avons observée au chapitre 4 dans les pilotes expérimentaux, avec un modèle 1D. Nous montrons que l'effet de l'injection de lixiviat sur l'accélération de l'hydrolyse et la production de biogaz semble devoir être plutôt attribué à l'augmentation de l'humidité des déchets qu'à l'apport de nutriments.

## Chapitre 1

# Le stockage bioactif des déchets : stratégie et processus bio-physico-chimiques

### 1.1 Déchets ménagers non dangereux (DND)

Dans la loi du 15 juillet 1975, un déchet est défini comme « tout résidu d'un processus de production, de transformation ou d'utilisation, toute substance, matériau, produit, ou plus généralement tout bien nuisible abandonné, ou que son détenteur destine à l'abandon ». Le terme de déchets ménagers non dangereux (DND) désigne les ordures ménagères (OM) qui sont issues de l'activité domestique des ménages ainsi que les déchets provenant des entreprises industrielles, artisans, commerçants, écoles, services publics, hôpitaux, services tertiaires, qui sont collectés dans les mêmes conditions que les OM (Ademe, 2002).

#### 1.1.1 Production des déchets ménagers

En 1990, la production mondiale de déchets ménagers s'élevait à environ un milliard de tonnes, et elle ne cesse d'augmenter. Entre 1960 et 1995, la production d'ordures ménagères de chaque Français a doublé. En 1997, elle atteignait 369 kilos par habitant et par an, soit plus d'un kilo par jour.

Selon les chiffres Ademe-Ifen en 2002, les Français produisent trente millions de tonnes de déchets ménagers par an (soit environ 500 kg par personne et par an incluant les ordures ménagères OM, les encombrants et les déchets verts), 14 Mt de déchets des collectivités, auxquels on peut ajouter 95 Mt de déchets industriels banals dont près de 5 Mt sont collectées avec les OM (chiffres Ademe-Ifen 2002). La production des déchets ménagers s'est stabilisée en France pour la première fois entre 2000 et 2002 (Ademe, 2000, 2002), mais semblerait à nouveau augmenter en 2007-2008.

Cette augmentation reflète l'évolution de la société :

- Croissance démographique,
- Croissance de la consommation,
- Remplacement des produits bruts (fruits et légumes par exemple) par des produits élaborés et emballés,
- Développement des emballages en portion individuelle (augmentation de la part des ménages d'une ou deux personnes et individualisation des consommations au sein des familles),
- Urbanisation et baisse du compostage de fond de jardin,
- Raccourcissement de la durée de vie de certains produits (bâtiments, électroménager, produits jetables...).

Les activités humaines ont toujours produit des déchets, mais le développement de l'urbanisation puis la révolution industrielle a entraîné d'importantes évolutions. Il a fallu collecter ces déchets (ils ont longtemps été jetés au milieu de la rue), leur volume n'a pas cessé d'augmenter, et la matière organique a diminué au profit du verre, des métaux, du papier-carton puis des plastiques et des produits toxiques (piles, huiles de moteur, peintures...).

Mettre en œuvre les filières de traitement de nos déchets nécessite la mise en place de sites industriels indispensables pour chacun d'entre eux : les emballages vers un centre de tri, les déchets verts vers une unité de compostage industriel, les déchets ménagers non recyclables vers un incinérateur à valorisation énergétique, les déchets ultimes vers une installation de stockage.

### 1.1.2 Le stockage

Le stockage des déchets est le procédé d'élimination à la fois le plus simple et le plus répandu sur la planète. En France, les déchets sont répartis entre trois types d'installation de stockage:

- Les ISD de classe 1: particulièrement bien protégés, ils sont destinés aux déchets industriels ultimes (la plupart de ces déchets doivent subir une stabilisation avant enfouissement).
- Les ISD de classe 2 ou ISDND: ils accueillent les déchets ménagers et les déchets industriels banals (déchets non dangereux).
- Les ISD de classe 3: ils sont réservés aux déchets inertes du bâtiment ou des travaux publics par exemple et ne nécessitent pas autant de précautions technologiques que les deux premières catégories.

### 1.1.3 L'ISDND bioactive ou bioréacteur

La minimisation des impacts environnementaux et des coûts associés à la mise en œuvre des ISDND constitue un enjeu très important. Au niveau international, le stockage des déchets reste le mode de gestion des déchets privilégié. Les marchés dans les pays développés comme dans les pays en voie de développement sont donc importants. A titre d'exemple, dans les pays en voie de développement (PED), la totalité des villes comptent aujourd'hui 2 milliards d'habitants, soit deux fois plus que la totalité des villes des pays industrialisés. Leur population va doubler d'ici 2030. Elles rejettent aujourd'hui près de 300 millions d'ordures ménagères qui atterrissent pour l'essentiel dans des dépotoirs. La production de déchets dans les PED oscille entre 0,2 et 0,6 kg /hab /jour, soit 73 à 219 kg/hab/an. Si l'on retient la moyenne de 146 kg /hab /an, on obtient 292 millions de tonnes de déchets par an. Composés de 50 à 70 % de matière organique, le double environ du ratio des pays les plus industrialisés, ces déchets émettent 361 millions de tonnes d'équivalent CO<sub>2</sub> par an dans l'atmosphère. Rapportées à l'habitant, les émissions de méthane des décharges des PED représentent 70 kg d'équivalent carbone par an, soit près de 20 % des gaz à effet de serre émis en moyenne par habitant dans les PED (400 kg d'équivalent carbone). Cela représente aussi près de 15 % du crédit d'émission dont chaque terrien disposerait si l'on veut stabiliser la concentration de gaz à effet de serre dans l'atmosphère, soit 500 kg d'équivalent carbone par an. Maîtriser la production de ce méthane, le capter et le valoriser, représente ainsi un enjeu important sur les plans environnementaux comme énergétique, partout dans le monde.

C'est pourquoi un consensus international d'experts se dégage actuellement en faveur de modes de gestion différents, mettant en œuvre des stratégies pour exprimer de façon contrôlée le potentiel polluant contenu dans les déchets et accélérer la dégradation biologique des déchets biodégradables et matières organiques : c'est la stratégie du stockage bioactif (Barber et Maris, 1984 ; Yuen et al., 1995). Ce mode de gestion a donné lieu à une intense activité de recherche depuis une vingtaine d'années environ et à la mise en œuvre d'un ensemble d'installations expérimentales à pleine échelle.

L'intérêt porté à l'accélération de la dégradation biologique des déchets nécessite la connaissance des paramètres influant les processus et réactions de dégradation. Les réactions de dégradation des déchets sont conditionnées par de nombreux paramètres environnementaux. Ces paramètres sont maintenant bien connus mais leurs effets demeurent encore difficilement quantifiables en raison de leur mutuelle dépendance (Aran, 2000). Selon la littérature, les deux principaux facteurs contrôlant le plus la dégradation des déchets et la production de biogaz sont la température, l'humidité des déchets (Farquhar et Rovers (1973), Rees (1980), Gurijala et Suflita (1983), Jokela et al (1999); Mc Dougall et Pyrah (1999)) et plus particulièrement la répartition du lixiviat au sein du massif de déchets (Klink and Ham, 1982).

La technique la plus courante afin d'accélérer la dégradation des déchets stockés dans les ISDND bioactives est la recirculation du lixiviat récupéré en fond de casier dans le massif de déchets (Mehta et al., 2002). Cette approche permet d'augmenter le taux de production du biogaz et notamment du méthane. Le concept de « développement durable » appliqué aux centres de stockage des déchets conduit aujourd'hui à rechercher des pratiques de gestion compatibles avec l'échelle d'une génération (30 ans environ). Par conséquent, le bioréacteur, méthaniseur *in situ*, est une voie pertinente à explorer.

## 1.2 Processus bio-physico-chimiques dans les ISDND

### 1.2.1 La composition des déchets ménagers non dangereux (DND)

D'une manière générale, les déchets non dangereux sont les déchets qui ne présentent aucune des caractéristiques relatives à la *dangerosité* (toxique, explosif, corrosif, ...). Ce sont les déchets ménagers et les déchets banals des entreprises, commerçants et artisans (papiers, cartons, bois, textiles...). Le terme de déchets ménagers non dangereux (DND) désigne les ordures ménagères (OM) qui sont issues de l'activité domestique des ménages ainsi que les déchets provenant des entreprises industrielles, artisans, commerçants, écoles, services publics, hôpitaux, services tertiaires, qui sont collectés dans les mêmes conditions que les OM (Ademe, 2002). La production annuelle de déchets en France est estimée à environ 880 millions de tonnes dont 47Mt de DND et 20Mt d'OM (site internet de La DRIRE Bourgogne, 2008 et Ademe, 2002).

Le stockage des DND (Ademe, 2002) reste le mode d'élimination majoritaire en France et concerne 52% des DND produits. Les autres filières d'éliminations principales en France sont le tri des matériaux recyclables, l'incinération, le traitement biologique des déchets. Les centres de tri (Ademe, 2002) qui sont au cœur du processus devant aboutir à une meilleure valorisation des déchets recyclables ont absorbé 11 % des DND en 2002. Le traitement biologique a permis d'éliminer 9 % des DND (Ademe, 2002). Ce traitement est soit réalisé en présence d'oxygène par compostage, soit en l'absence d'oxygène par méthanisation.

L'incinération est le principal traitement thermique (Ademe, 2002), il est fondé sur la combustion avec excès d'air et a permis de traiter 28 % de DND en 2002. En 2004, 52 % des ordures ménagères (OM) ont été valorisés, l'incinération de 13 millions de tonnes de déchets a produit 3200 GWh et 8300 GWh de chaleur et 1,73 millions de tonnes de compost ont été produites (Ademe, site internet 2008).

L'Ademe a réalisé une campagne nationale de caractérisation des déchets ménagers et assimilés en 1993 utilisant la procédure MODECOM (méthode de caractérisation des ordures ménagères, qui a été développée par l'Ademe en 1993). Elle propose une procédure d'échantillonnage aléatoire des déchets et recommande une prise d'échantillon d'au moins 500 kilogrammes. Cette campagne avait notamment pour but de préciser la composition du gisement de déchets en différenciant des catégories et des sous-catégories. La composition des DND est variable selon le pays, le site, la période de l'année, le type d'habitat, voire même d'un jour à l'autre pour un même site. Cette variabilité peut être mise en évidence par la comparaison de la répartition des DND en fonction de la zone de collecte des déchets : zone urbaine, semi-urbaine ou rurale. A titre d'exemple, le papier est plus abondant dans les poubelles des zones urbaines que dans les deux autres zones



(Ademe, 1999). La comparaison de la répartition des déchets entre différents pays est rendue difficile par le manque d'homogénéité dans la définition des catégories d'un pays à l'autre. Les répartitions des déchets en France en 1993 sont proposées par l'Ademe dans le Tableau 1-1. Les lignes 1 à 6 représentent les composantes biodégradables de déchets.

Tableau 1-1 Composition moyenne des déchets ménagers et assimilés en France en 1993

Catégories	Répartition (%)	
	Poids humide	Poids sec
1 Déchets putrescibles (déchets de cuisine et verts...)	28,6	15,8
2 Papiers (emballages, journaux, magazines...)	16,1	17,7
3 Cartons (cartons plats, ondulés, autres...)	9,3	9,2
4 Complexes (emballages complexes type Tétrabrick)	1,4	1,6
5 Textiles (emballages textiles, autres...)	2,6	3,0
6 Textiles sanitaires (couches, coton hygiénique)	3,1	1,9
7 Plastiques (PE, PVC, PET, polystyrène)	11,1	12,7
8 Combustibles non classés (bois, caoutchouc...)	3,3	3,9
9 Verres	13,1	19,1
10 Métaux (aluminium, métaux ferreux, cuivre...)	4,0	5,6
11 Incombustibles non classés (pierres, gravats...)	6,8	8,9
12 Déchets spéciaux (chiffons souillés, piles...)	0,5	0,7

D'un point de vue biochimique, la matière organique peut être classée en trois grandes familles de substances : les glucides, les lipides et les protéines. Parmi les polymères glucidiques les plus courants, nous pouvons citer la cellulose, qui est la substance principalement responsable de la structure des parois cellulaires des végétaux (Weil, 1989) ; l'hémicellulose est un polymère beaucoup moins résistant à la biodégradation que la cellulose ; la lignine, est un polymère très présent sous la forme de lignocellulose.

La cellulose, l'hémi-cellulose, les protéines et les lipides constituent les principales sources de matière organique non synthétique des déchets ménagers.

La cellulose et l'hémicellulose produisent 91% du méthane issu de la dégradation des déchets (Barlaz et al., 1989). Les protéines produisent 8.3% et les sucres 0.5% du méthane. La lignine ne se décompose qu'extrêmement lentement en conditions anaérobiques (Young et Frazer, 1989). Ainsi, en connaissant la composition des déchets, on peut avoir une estimation de la production potentielle de biogaz dans un centre de stockage des déchets.

La variabilité de la proportion de ces composantes dans un DND est fonction de leur composition par catégorie de déchets (Tableau 1-1). Certaines catégories de déchets, comme le papier de bureau, contiennent une forte proportion de cellulose, tandis que d'autres catégories, comme les feuilles d'arbre contiennent une plus grande quantité de lignine. Ces proportions varient également en fonction de l'état de dégradation du déchet. En effet, en se dégradant, la proportion de cellulose d'un papier de bureau ou d'un journal diminue. La composition biochimique moyenne des déchets ménagers et assimilés serait comprise entre 30 % et 50 % de cellulose, 5 et 12 % d'hémicellulose, 4 et 10 % de protéine et entre 10 et 15 % de lignine (Barlaz et al., 1990 ; Peres et al., 1992). Cette composition varie également en fonction de l'état de dégradation du déchet.

### 1.2.2 Teneur en eau et en matières sèches des DND

Le séchage d'un déchet permet de connaître sa teneur en eau et en matières sèches. La teneur en eau du déchet global est dépendante de celle de chaque catégorie de déchets et de leur proportion dans le déchet global. A l'échelle des constituants, la teneur en eau est tout aussi variable, pouvant

passer de quelques pourcents (plastique, papier, etc.) à plus de 75 % (rapporté à la masse solide) s'agissant de fruits et légumes (Olivier, 2003). De ce fait, des teneurs en eau de DND très différentes peuvent être trouvées dans la littérature : 40.2 % (Zhao et al., 2002), 59 % (Chan et al., 2002), 63.8 % (Iglesias et al., 2000), 85% (Sponza et Agdag, 2005).

La structure hétérogène du déchet implique une répartition de cette teneur en eau souvent aléatoire. Tandis qu'une partie des déchets peut être dans un état quasi sec, une autre partie peut rester partiellement voire entièrement saturée.

### 1.2.3 La digestion anaérobie de la matière organique

Dans ce paragraphe nous résumons la littérature disponible sur la digestion anaérobie de la matière organique en général, et pas particulièrement issue des déchets solides. Trois groupes de microorganismes anaérobies sont nécessaires pour produire le méthane par dégradation des polymères biologiques (cellulose, hémicellulose et protéine) (Wolfe, 1979; Zender et al., 1982). Le premier groupe est constitué de microorganismes fermentatifs et hydrolytiques qui sont responsables de l'hydrolyse des polymères biologiques. Les premiers produits d'hydrolyse sont les sucres solubles, les acides aminés, les acides carboxyliques à longue chaîne et le glycérol. Les microorganismes fermentatifs et hydrolytiques digèrent ces produits et les transforment en acides carboxyliques à courte chaîne, alcools, CO<sub>2</sub> et hydrogène. L'acétate qui est un précurseur direct du méthane est aussi produit à ce stade (Barlaz et al. 1989). Le deuxième groupe des microorganismes actifs dans la transformation des polymères biologiques en méthane est le groupe des microorganismes acétogènes. Ils oxydent les produits fermentés du premier groupe et produisent de l'acétate, du CO<sub>2</sub> et de l'hydrogène. Le troisième groupe est celui des microorganismes méthanogènes. Ces microorganismes peuvent utiliser un nombre limité de substrats dont le méthanol, les méthylamines, l'hydrogène, le CO<sub>2</sub> et l'acétate (Wolin et Miller, 1985). Dans les digesteurs de boues, on estime que 70% du méthane produit provient de la dégradation de l'acétate (Zeikus, 1980; Mah et al., 1978). La production de méthane à partir de l'acétate libère 31 KJ/ mol de CH<sub>4</sub>, ce qui est à peine suffisant pour la génération d'adénosine triphosphate (ATP) qui a besoin de 30,6KJ/ mol de CH<sub>4</sub>. C'est pourquoi la croissance des microorganismes méthanogènes acétoclastiques est relativement lente. La production de méthane à partir du CO<sub>2</sub> et de l'hydrogène libère 135,6 KJ/mol de CH<sub>4</sub>. La réaction liée aux microorganismes hydrogénophiles est donc énergétiquement plus favorable. Les méthanogènes sont plus actives à un pH de 6,8 à 7,4 (Zehnder, 1978).

L'importance des microorganismes méthanogènes pour la digestion anaérobie, dont les étapes sont présentées dans la Figure (1-1), est résumée par Zeikus (1980). Les méthanogènes:

- 1) contrôlent le pH de l'écosystème par consommation de l'acétate,
- 2) régulent l'écoulement des électrons par consommation de l'hydrogène, ce qui crée des conditions thermodynamiquement favorables au catabolisme des alcools et des acides,
- 3) excrètent des facteurs de croissance organique incluant des vitamines et des acides aminés qui sont utilisés par d'autres microorganismes dans l'écosystème.

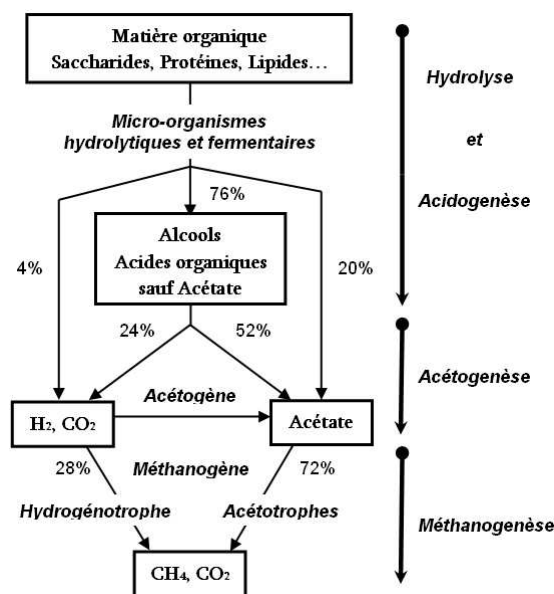


Figure (1-1) Etapes de digestion des polymères biologiques et de la production de méthane (Zehnder, 1978)

Si l'activité des microorganismes fermentatifs (hydrolytiques et acidogènes) excède ceux des acétogènes et méthanogènes, il y aura un déséquilibre dans le système. Ce déséquilibre fait chuter le pH du milieu par l'accumulation d'acide carboxylique et d'hydrogène, et inhibe les méthanogènes.

### 1.2.4 Le lixiviat

Le lixiviat (jus de déchets) est défini comme tout liquide filtrant par percolation des déchets mis en décharge et s'écoulant d'une décharge ou contenu dans celle-ci (définition de la Directive européenne (99/31/CE) du 26 avril 1999 et de l'arrêté ministériel du 9 septembre 1997). La qualité chimique et microbiologique de ce liquide évolue au cours de la dégradation des déchets et reflète les phases de dégradation majoritaire. Les lixiviats ne peuvent être rejetés dans le milieu naturel sans un traitement visant à réduire la concentration des polluants à des valeurs seuils imposées par la réglementation. Il est interdit de diluer les lixiviats ou de les épandre. Au cours de l'exploitation du site, la fréquence de suivi du volume de lixiviat recueilli est mensuelle et l'analyse de la composition du lixiviat est trimestrielle (arrêté du 9 septembre 1997).

### 1.2.5 Le biogaz

Le biogaz de décharge est le mélange de tous les gaz produits par les déchets mis en décharge (définition de la Directive européenne (99/31/CE)). La composition du biogaz évolue au cours de la dégradation des déchets. Dans la phase anaérobie méthanogène il est principalement composé de méthane et de dioxyde de carbone : entre 50 et 70% de méthane pour 30 à 50% de dioxyde de carbone (Farquhar et al., 1973). La composition du biogaz au cours des quatre phases de dégradation selon Barlaz et al. 1989b, est présentée sur la Figure (1-2) où la phase 1 est la phase aérobie, la phase 2 est la phase acide anaérobie, la phase 3 est la phase méthanogène accélérée et la phase 4 est la phase méthanogène ralentie.

La réglementation impose la collecte et le traitement du biogaz afin de protéger l'environnement des gaz à effet de serre, d'assurer la sécurité du site en évitant l'accumulation de biogaz pouvant provoquer des explosions ou des incendies et éventuellement de réduire les coûts d'exploitation du site par valorisation du biogaz produit. L'arrêté du 9 septembre 1997 impose un suivi mensuel des émissions de gaz, des pressions et de la composition du biogaz.

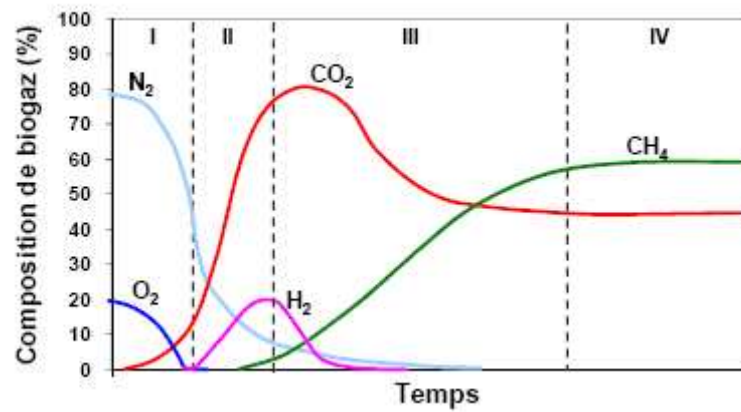


Figure (1-2) Composition du biogaz au cours des différentes phases de dégradation (d'après Farquhar et Rovers, 1973)



## Chapitre 2

# Modélisation du transfert de matière et de chaleur dans un milieu poreux

Dans ce chapitre nous expliquons les principes de milieu poreux, d'écoulement diphasique et de thermodynamique qui nous permettent de modéliser les ISDND. Ce chapitre comporte trois parties. Dans la première partie nous menons une étude bibliographique sur les paramètres physiques-hydrauliques et thermiques des déchets comme la masse volumique, la porosité, la teneur en eau, la saturation, la capacité calorifique, etc. Nous donnons dans cette partie la définition de ces paramètres ainsi que leurs ordres de grandeurs dans la littérature, et nous discutons le choix qui a été fait entre les deux paramètres de teneur en eau et de saturation pour le modèle numérique. La définition de ces paramètres et leurs ordres de grandeurs dans le cas des déchets ont été pour la plupart tirés de l'étude bibliographique très complète effectuée par Olivier (2003). Dans la deuxième partie de ce chapitre, nous nous servons de ces paramètres pour développer un modèle d'écoulement diphasique des fluides immiscibles (liquide et gaz) et de transfert de chaleur, basé sur les équations de conservation de la masse et de l'énergie et la loi de Darcy. Dans la troisième partie nous présentons les méthodes numériques que nous avons choisies pour résoudre les équations de transfert de masse et de chaleur dans le milieu poreux, la méthode des volumes finis. Afin de valider l'efficacité de cette méthode pour résoudre les problèmes d'écoulement diphasique, les résultats de simulation numérique en utilisant ce modèle sont comparés à des solutions analytiques existantes pour deux cas: une colonne horizontale sans gravité et avec injection de liquide et une colonne verticale avec gravité et sans injection de liquide.

Nous considérons quelques hypothèses pour simplifier le modèle d'écoulement diphasique : nous ne considérons pas la déformation de la phase solide (tassement des déchets solides) ni la consolidation des déchets dans le modèle. La dégradation des déchets solides est uniquement considérée dans le modèle biologique de dégradation et de production de méthane, au chapitre trois. Le modèle est homogénéisé et nous ne considérons pas dans le modèle les variations de certains paramètres comme la densité et la teneur en eau avec la profondeur. Les variations de ces paramètres sera étudiée dans le chapitre quatre, par expérimentation en laboratoire.

## 2.1 Variables et paramètres hydrauliques et thermiques définissant un écoulement diphasique dans un milieu poreux

Les milieux poreux sont des milieux constitués d'une phase solide, appelée matrice poreuse, et d'une phase complémentaire à cette phase solide, appelée espace interstitiel ou espace poreux, définie par la porosité du milieu. L'espace poreux peut être occupé par une ou plusieurs phases fluides. Lorsqu'il n'existe qu'une seule phase fluide, on dit que le milieu poreux est saturé. Dans le

cas où plusieurs fluides occupent l'espace poreux, on parle de milieux poreux non saturés (par rapport à un fluide de référence).

### 2.1.1 Teneur en eau et saturation

#### Teneur en eau

La teneur en eau d'un sol est définie comme le rapport de la masse d'eau présente entre les éléments solides du sol sur la masse sèche de sol après passage de l'échantillon à l'étuve (à 105°C pendant 24h). Dans le cas des déchets, la notion de teneur en eau est plus complexe car les éléments du déchet, à commencer par la matière organique, sont constitués d'une proportion importante d'eau (Olivier, 2003). On peut donc distinguer dans le cas du déchet l'eau constitutive

interne aux éléments solides du déchet, incluse dans la mesure du poids volumique solide  $\gamma_{si}$  des constituants  $i$  du déchet et l'eau de mouillage qui remplit les interstices entre les constituants du déchet. Cette eau de mouillage est elle-même divisée en trois sous catégories, l'eau adsorbée sous forme de fines pellicules à la surface des constituants, l'eau capillaire distribuée dans les micropores (et plus particulièrement aux points de contact entre particules) et enfin l'eau gravitaire distribuée dans les macro-pores. En régime non saturé, seule cette dernière est libre de circuler au travers du déchet.

La quantité d'eau de mouillage ne peut être connue que dans le cas d'un déchet type reconstitué en laboratoire pour lequel le volume d'eau ajouté aux éléments de déchet (eau de mouillage) est connu. Les mesures indirectes de teneur en eau (comme à l'aide de sondes résistives) ne donnent pas entière satisfaction à ce jour (Yuen, 1999). A partir des deux types d'eau définis précédemment, nous pouvons définir trois états du matériau déchet: l'état sec (sans eau), l'état solide (incluant l'eau constitutive) et l'état humide (incluant à la fois l'eau constitutive et l'eau de mouillage). La Figure (2-1) présente ces trois états.

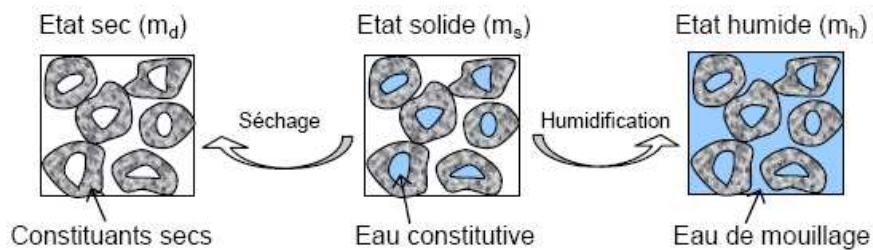


Figure (2-1) Description des états sec, solide et humide du déchet (d'après Olivier, 2003)

En utilisant ces états solide et humide du matériau, nous pouvons établir au moins neuf expressions de la teneur en eau (%) rapportées respectivement à la masse de déchet solide ( $m_s$ ), sèche ( $m_d$ ) ou humide ( $m_h$ ) (Olivier, 2003):

Teneur en eau (constitutive) à l'état solide :

$$\omega_s = \frac{m_s - m_d}{m_s} \quad \omega'_s = \frac{m_s - m_d}{m_d} \quad \omega''_s = \frac{m_s - m_d}{m_h}$$

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

$$\omega_h = \frac{m_h - m_d}{m_s} \quad \omega'_h = \frac{m_h - m_d}{m_d} \quad \omega''_h = \frac{m_h - m_d}{m_h}$$

Teneur en eau de mouillage :

$$\omega_h - \omega_s = \frac{m_h - m_s}{m_s} \quad \omega'_h - \omega'_s = \frac{m_h - m_s}{m_d} \quad \omega''_h - \omega''_s = \frac{m_h - m_s}{m_h}$$

Parmi ces différentes expressions de la teneur en eau,  $\omega_s$ ,  $\omega_h$  et  $\omega''_h$  représentent les valeurs les plus couramment fournies dans la littérature (Olivier, 2003). La teneur en eau du déchet à un instant donné dépend d'un certain nombre de facteurs parmi lesquels sa composition initiale, son conditionnement (tri, broyage), son mode de mise en place (compactage), son degré de biodégradation mais aussi le degré d'étanchéité de la couverture et enfin le drainage (et éventuellement la réinjection) de lixiviat. L'eau est non seulement indispensable aux réactions biochimiques mais elle permet aussi l'échange de nutriments et de microorganismes au moyen de pontages capillaires.

La structure hétérogène du déchet implique une répartition de cette teneur en eau souvent aléatoire. Tandis que les vides ouverts (ou inter-particulaires) peuvent être dans un état quasi sec, les vides fermés (ou intra-particulaires) peuvent rester partiellement voire entièrement saturés. La séparation entre deux couches de déchet constitue également une zone à forte porosité favorable à l'accumulation d'eau (Aguilar-Juarez, 2000). A l'échelle des constituants, la teneur en eau peut passer de quelques pourcents (plastique, papier, etc.) à plus de 75 % (rapporté à la masse solide) s'agissant de fruits et légumes.

Capacité de rétention et capacité au champ : La capacité de rétention représente la quantité maximale d'eau capillaire (et adsorbée) que le milieu est capable de retenir à l'équilibre. Elle correspond donc à la teneur en eau totale au dessus de laquelle l'eau est drainée sous l'influence de la gravité. Cette capacité de rétention peut aussi être définie comme la somme de la teneur en eau initiale et de la capacité d'absorption du déchet définie par la quantité d'eau que le déchet peut absorber sans drainage. Immédiatement après stockage, de fortes capacités d'absorption sont en général observées (Bellenfant, 2001). Celles-ci se réduisent ensuite sous l'effet de la compression et de la biodégradation.

La capacité de rétention est souvent remplacée par la capacité au champ, calculée suite à un essai de ressuyage par le bas (vidange non forcée) de 48 heures, l'équilibre étant ou non atteint (Vincent, 1991). Cette dernière représente donc une valeur approchée de la capacité de rétention par excès puisque augmentée d'une grande partie de l'eau provenant d'un écoulement gravitaire lent. Dans la pratique, les deux termes sont toutefois employés sans distinction, les temps de ressuyage n'étant presque jamais évalués. Si l'on se réfère aux équations de teneur en eau proposées précédemment, la capacité de rétention équivaut à une teneur en eau de mouillage à l'équilibre. Elle est donc calculée alternativement sous la forme  $(\omega_h - \omega_s)_{\text{équilibre}}$ ,  $(\omega'_h - \omega'_s)_{\text{équilibre}}$  ou encore  $(\omega''_h - \omega''_s)_{\text{équilibre}}$ . Les travaux de Beaven et Powrie (1995) et de Zornberg (1999) ont mis en évidence à partir d'essais de laboratoire la diminution de la capacité au champ des déchets avec l'augmentation de la contrainte verticale (ou de la profondeur). Suite à l'analyse d'échantillons récupérés sur le site de Montech et d'essais de laboratoire, Lanini (1998) est arrivé toutefois au constat inverse, ce qui pourrait signifier que d'autres paramètres que la compression, à commencer par la structure du déchet, puissent influencer de manière significative la teneur en eau à l'équilibre (Olivier, 2003). La capacité de rétention moyenne (rapportée à la masse solide) se situerait autour de 30 à 40 %. La capacité au champ diminue avec l'âge des déchets (ces derniers se minéralisant progressivement, la capacité d'absorption diminue) et la profondeur car le tassement augmente la densité du déchet et réduit par conséquent la taille des pores (Ademe, 2001).

On a vu dans cette partie que différentes mesures de teneur en eau sont possibles en utilisant les termes humide ou solide pour la masse des déchets et de l'eau. Les valeurs proposées dans la littérature ne précisent pas en général la définition utilisée pour mesurer ce paramètre (Olivier, 2003). C'est pour cette raison que nous avons décidé d'utiliser la saturation des déchets comme



paramètre du modèle, à cause de sa définition simple et claire basée sur le volume de déchets et pas sur la masse. Une autre raison pour ce choix est que la définition de certains paramètres de milieu poreux est basée sur la saturation, comme la perméabilité relative et la pression capillaire, comme nous allons voir aux paragraphes suivants.

## Saturation

Le degré de saturation en phase liquide exprime le volume de lixiviat présent dans les vides ouverts,  $V_{liquide}$  sans l'eau constitutive, rapporté au volume de ces derniers,  $V_{vides-ouvertes}$  :

$$S_l = \frac{V_{liquide}}{V_{vides-ouvertes}}. \quad (2-1)$$

Dans le cas étudié dans cette thèse, nous considérons uniquement deux phases au sein de l'espace poreux : une phase liquide et une phase gazeuse. Par conséquent nous désignerons par  $S$  la saturation en liquide (la saturation en gaz valant :  $S_g = 1 - S_l$ ). Comme nous avons précisé dans la définition de la capacité au champ, au-dessous de certaines valeurs de la teneur en eau des déchets, il n'y a plus de drainage dans le milieu. Cette valeur est définie comme la saturation résiduelle,  $S_r$ . Kling et al. (2006) propose une valeur de 0,2 pour la saturation résiduelle des déchets. Nous n'avons pas trouvé dans la littérature de définition physique de la saturation résiduelle. Certains auteurs l'assimilent à la capacité au champ. Pour nous, le terme de saturation résiduelle signifie la capacité de rétention en utilisant la définition de la saturation au lieu de la teneur en eau. Le stockage de lixiviat dans les déchets est possible parce qu'en général la capacité au champ des déchets est inférieure à leur saturation résiduelle (McCreanor 1998). La saturation résiduelle des déchets est estimée entre 0,20 et 0,35 par Oweiss et al. (1990), Korfiatis (1984) et Noble et al (1991). Dans notre modèle nous utilisons les valeurs de la saturation résiduelle, de la saturation minimum (pour l'activité microbienne) et de la saturation initiale des déchets d'une ISDND-bioactive proposées dans la littérature. Comme les valeurs proposées ont en générale une gamme assez large, nous estimons ensuite les valeurs correspondant à chaque cas étudié d'ISDND-bioactive en réalisant une analyse inverse. Nous définirons également une relation permettant d'estimer la saturation à partir de la teneur en eau, de la porosité et de la densité des déchets. Nous présentons d'abord la définition de la porosité et de la densité et leurs ordres de grandeurs dans la littérature. Nous décrivons ensuite la relation que nous utilisons pour estimer la saturation des déchets à partir de ces paramètres et de la teneur en eau.

### 2.1.2 Porosité

La porosité représente la quantité de vides disponibles au sein d'un matériau. Comme pour la teneur en eau, on trouve dans la littérature de nombreuses valeurs de porosité sans que l'on sache toujours très bien de quoi il s'agit. Dans un souci de clarté, nous avons pris le parti de ne jamais mentionner le terme de porosité  $n$  sans lui accoler un qualificatif précis. C'est ainsi que l'on a introduit trois porosités bien distinctes :

- Porosité totale ( $n_t$ )
- Porosité ouverte ou inter-particulaire ( $n_o$ )
- Porosité efficace ou de drainage ( $n_e$ )

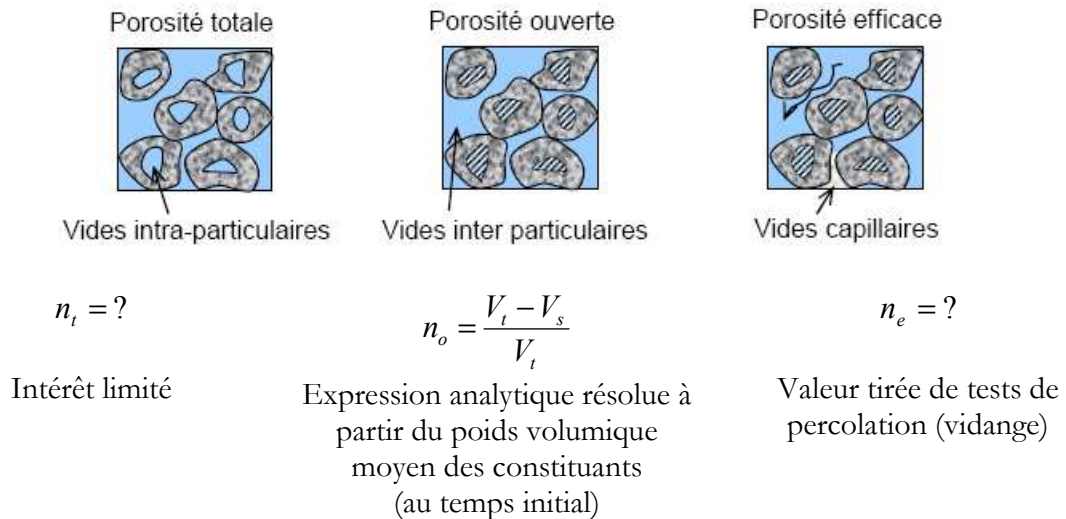
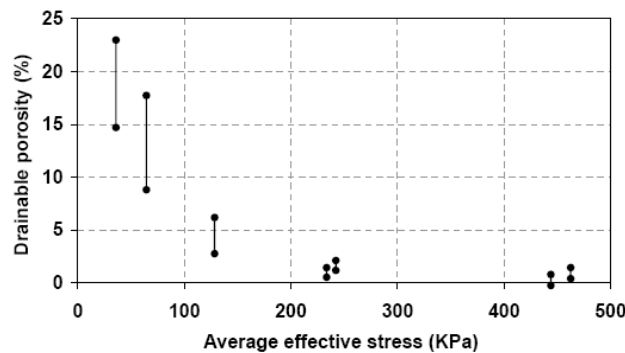


Figure (2-2) Détermination des trois paramètres de caractérisation de la porosité du déchet (d'après Olivier, 2003)

Le calcul de la porosité ouverte ( $n_o$ ) nécessite la détermination préalable de la composition pondérale et des poids volumiques solides des différents constituants du déchet et enfin de son poids volumique en place. Elle est donc mesurable exclusivement à l'instant initial de mise en place du déchet (Olivier, 2003). On constate que la porosité ouverte est très sensible aux fluctuations du poids volumique des constituants. La porosité ouverte est décrit comme suit :

$$n_o = \frac{V_t - V_s}{V_t} = \frac{V_{\text{vides-ouvertes}}}{V_t}, \quad (2-2)$$

où  $V_t$  est le volume total et  $V_s$  est le volume des déchets solides, comme présenté sur la Figure (2-2). Pour une couche de déchet donnée, la porosité efficace ( $n_e$ ) dépend de la contrainte effective imposée à la couche. Beaven et Powrie (1995) ont observé une évolution de la porosité efficace de quelque 15 à 20 % à moins de 2 % sous l'action d'une variation de contrainte de 30 à 450 kPa (équivalent au poids d'une colonne de déchet de 40 à 50 m de déchet environ). Landva et Clark (1990) ont proposé des valeurs de porosité entre 30 et 60% pour les déchets. Les valeurs proposées par Zeiss et Major (1992) sont entre 47 et 58%.



a) Evolution de la porosité efficace des différents types de déchet (âgé, ménagers, traité) en fonction de la contrainte verticale moyenne (Powrie et al. 2000)

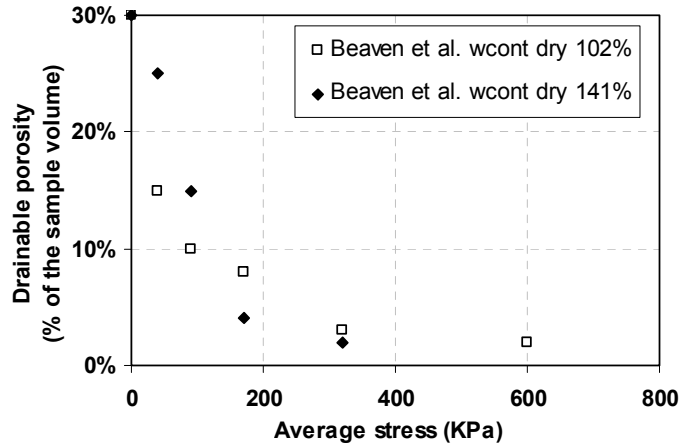


Figure (2-3) b) Variations de la porosité efficace avec la contrainte (Beaven et al., 1995)

La Figure (2-3) peut permettre de faire varier la porosité des déchets dans un modèle numérique avec la profondeur des déchets. Pour mesurer la porosité effective dans une colonne de déchets, Figure (2-4), on peut mesurer le volume d'eau nécessaire pour augmenter le niveau de l'eau de la section 2 à la section 3, à l'aide de la réserve A qui a un niveau plus haut que la section 3. La porosité effective pour le déchet situé entre les niveaux 2 et 3 est calculée comme suit (Olivier 2003):

$$n_e = \frac{V_{eauinjecté}}{V_{dechet2-3}}$$

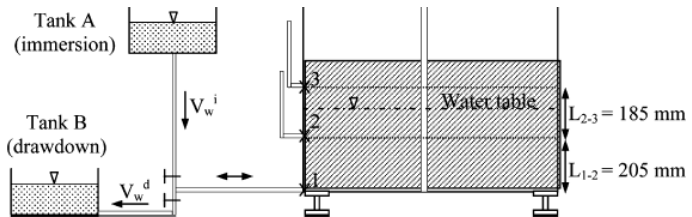


Figure (2-4) Colonne expérimentale pour mesurer la porosité efficace des déchets

Hudson et al. (2001) ont étudié les variations de la porosité avec la contrainte verticale dans une colonne de 2,5m de hauteur et de 2m de diamètre. La contrainte verticale est appliquée en haut de cellule et augmente en 5 ou 6 étapes jusqu'à 600 KPa qui représente un déchet à environ 60m de profondeur, si la densité du déchet est supposée égale à 1 environ). Après chaque niveau de contrainte, la porosité efficace est mesurée (Figure 2-5).

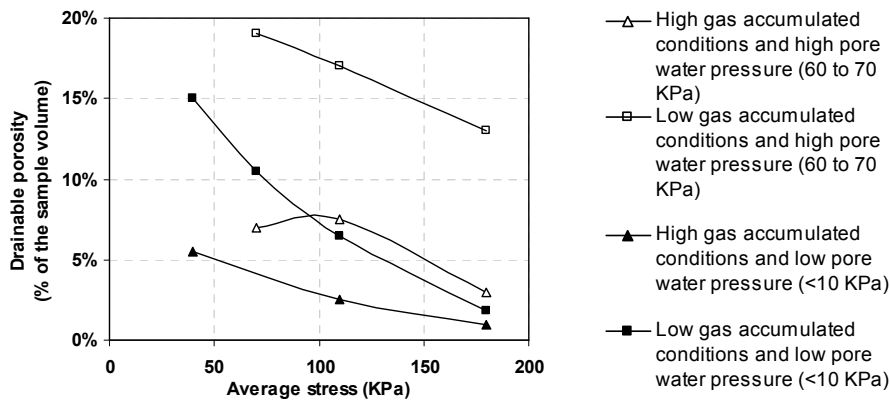


Figure (2-5) Variations de la porosité efficace avec la contrainte verticale, Hudson et al. (2001)

D'autres valeurs pour la porosité efficace,  $n_e$  sont présentées par Olivier et al. (2007) entre 2,38% et 2,95 %, entre 1% et 10% par Hudson et al. (2001) et entre 4 et 5% sur une ISDND-bioactive en France (données d'exploitation, non publiées).

Comme nous l'avons indiqué auparavant notre modèle est homogénéisé et ne considère pas la variation des paramètres avec la profondeur. Les paramètres comme la porosité et la saturation sont estimés dans le modèle pour chaque cas étudié par analyse inverse. Nous choisissons les gammes des valeurs de chaque paramètre, proposées dans la littérature par rapport à différentes variables comme la profondeur, et nous estimons les meilleures valeurs pour un cas homogénéisé équivalant en comparant les résultats du modèle avec les résultats expérimentaux. Par contre pour les expérimentations en laboratoire, nous étudions les variations des paramètres saturation et densité (et donc porosité) des déchets et leur influence sur la biodégradation anaérobie et la production de biogaz.

### 2.1.3 Masse volumique - densité

La masse volumique des déchets,  $\rho$ , varie avec le temps (la biodégradation et le tassement) et la profondeur des déchets. Les déchets sont en général compactés jusque  $600 \text{ kg/m}^3$  (Olivier, 2003). Cette valeur augmente au fur et à mesure du temps passé par le déchet dans l'alvéole et à cause du tassement. Les valeurs expérimentales pour un déchet à 24 mètres de profondeur montrent que la masse volumique augmente jusqu'à  $1000 \text{ kg/m}^3$  après 10 ans (Olivier, 2003). Dans le domaine des déchets on utilise en général le terme de densité pour définir la masse volumique en  $\text{kg/m}^3$ , malgré que la densité soit un paramètre sans dimension (le rapport de la densité des déchets sur la densité de l'eau). Dans cette thèse on utilisera le terme densité pour exprimer la masse volumique en  $\text{Kg/m}^3$ .

Les valeurs proposées pour la densité des déchets varient entre  $165$  et  $304 \text{ kg/m}^3$  selon Zeiss et Major (1992). Kling et Korkealaakso (2006) ont utilisé une valeur de  $600 \text{ kg/m}^3$  pour la modélisation d'un bioréacteur en Finlande. Olivier et al. (2007) a réalisé des essais de laboratoire pour déterminer les variations de densité des déchets avec la contrainte verticale pour des déchets secs, solides et humides, dont les définitions sont présentées sur la Figure (2-1). Les résultats sont présentés pour deux colonnes expérimentales, test1 et test2. Les paramètres des colonnes expérimentales et les courbes de densité sont présentés dans le Tableau 2-1 et sur la Figure (2-6), respectivement. Les variations de la densité humide des déchets proposées par Hudson et al. (2001) sont présentées sur la Figure (2-7).

Tableau 2-1 Paramètre des colons expérimentaux (Olivier et al., 2007)

Paramètres	Test 1	Test 2
Masse solide de déchets (kg)	442	420
Volume d'eau ajouté (Litre)	66	155
Hauteur initiale des déchets (cm)	83,37	84,5
Température intérieure (°C)	26-30	32-36

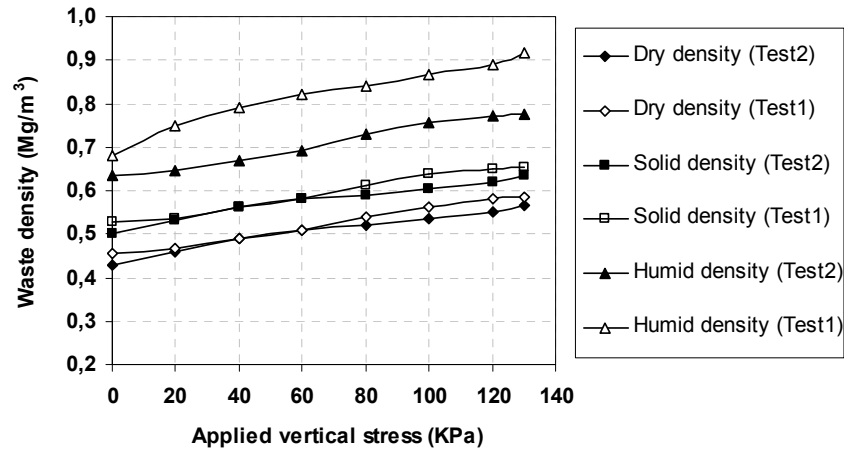


Figure (2-6) Variations de densité aux états humide, solide et sec avec la contrainte verticale (Olivier et al., 2007)

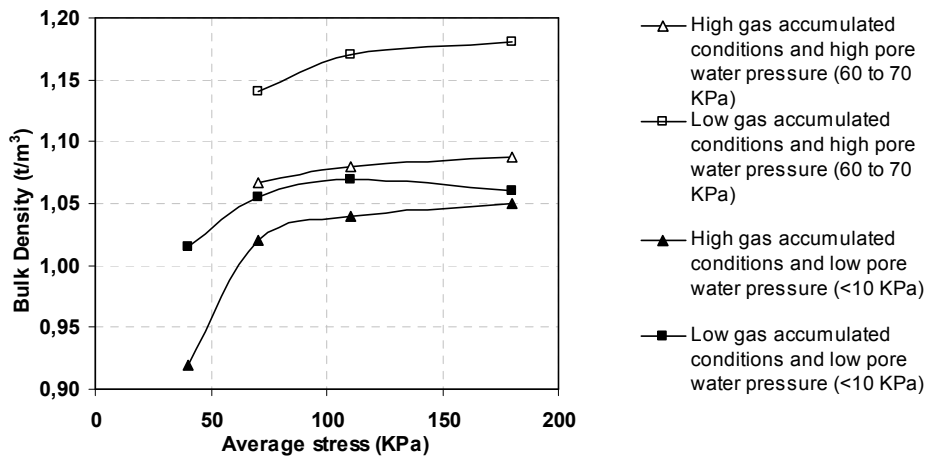


Figure (2-7) Variations de densité des déchets humides avec la contrainte verticale (Hudson et al., 2001)

Comme pour la masse des déchets, au paragraphe 2.1.1, différentes définitions de la densité des déchets est possible : la densité solide, sèche et humide. Les relations suivantes sont définies entre les densités et les teneurs en eau (Olivier, 2003):

$$\rho_s = \frac{\rho_h}{1 + (\omega_h - \omega_s)} \quad \rho_d = \frac{\rho_h}{1 + \omega'_h} \quad \rho_d = \frac{\rho_s}{1 + \omega'_s}$$

D'autres valeurs sont proposées dans la littérature pour le poids volumique des déchets  $\gamma(kN/m^3) = \rho.g$ , où  $g$  est l'accélération de la pesanteur. En général, le poids volumique solide moyenné sur la hauteur d'une colonne de déchet ou pour l'ensemble d'un casier est compris entre 8 et 11 kN/m<sup>3</sup> (Olivier et al., 2003). Quant aux poids volumiques humides, ils sont tirés de mesures directes (essais à la pelle ou carottage) ou indirectes. Ils fluctuent généralement dans les gammes suivantes :

- déchet non compacté (immédiatement après déversement sur site) : 2 à 6 kN/m<sup>3</sup>
- déchet fraîchement compacté (non surchargé) : 6 à 9 kN/m<sup>3</sup>
- déchet moyennement surchargé : 8 à 10 kN/m<sup>3</sup>
- déchet fortement surchargé : 9 à 13 kN/m<sup>3</sup>

### 2.1.4 Définition de la saturation à partir de la teneur en eau

L'équation suivante nous permet d'estimer la saturation des déchets à partir de la teneur en eau. Les équations de notre modèle diphasique sont basées sur la porosité ouverte (équation 2-2). Pour trouver le volume d'eau dans l'équation de saturation (équation 2-1) nous utilisons le terme de teneur en eau de mouillage ( $\omega_h - \omega_s$ ) définie au paragraphe 2.1.1. En utilisant la relation entre la teneur en eau de mouillage et la densité humide (paragraphe 2.1.3) et l'équation (2-2) dans l'équation de saturation (équation 2-1) nous obtenons la relation suivante entre la saturation et la teneur en eau :

$$S_l = \frac{1}{n_o} \left[ 1 - \frac{m_s}{m_h} (\omega_h - \omega_s) \right]. \quad (2-3)$$

Comme nous l'avons expliqué précédemment, nous n'utilisons pas cette équation dans notre modèle. Nous considérons une gamme de valeurs proposées dans la littérature pour la saturation, et nous estimons la saturation de chaque cas d'ISDND-bioactive en effectuant des analyses inverses pour déterminer les paramètres conduisant aux résultats les plus proches des résultats expérimentaux et *in situ*.

### 2.1.5 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:

$$P_c(S) = P_g - P_l \quad (2-4)$$

La pression capillaire dépend du matériau étudié, mais aussi de la paire de fluides saturants et de la température. La fonction qui relie la pression capillaire à la saturation est une fonction strictement décroissante. Il existe dans la littérature différentes modèles de capillarité pour fournir des expressions analytiques représentant les courbes capillaires, dont la relation entre la saturation et la pression capillaire. Le modèle de Van Genuchten définit la relation entre la saturation et la pression capillaire comme suit:

$$P_c(S) = -\rho_l g \frac{1}{\alpha} (S_e^{-1/m} - 1)^{1/n}, \quad (2-5)$$

$$S_e = \frac{S_l - S_r}{S_{\max} - S_r},$$

où  $n = 1/(1-m) \cdot n$ ,  $m$  et  $\alpha(m^{-1})$  sont les paramètres empiriques de Van Genuchten et  $S_e$  est la saturation efficace.  $S_r$  est la saturation résiduelle et  $S_{\max}$  est la saturation maximum.

Les paramètres de Van Genuchten proposés par Aran (2000) sont:  $\alpha = 10(m^{-1})$ ,  $m = 0,8718$ . Kling et al. (2006) a utilisé les valeurs suivantes pour sa modélisation:  $\alpha / \rho g = 8,4 \cdot 10^{-4} (Pa)$  et alors  $\alpha \approx 8,4(m^{-1})$ ,  $S_r = 0,2$ . Le stockage de lixiviat dans les déchets est possible parce qu'en général la capacité au champ des déchets est inférieure à leur saturation résiduelle (McCreanor

1998). La saturation résiduelle des déchets est estimée entre 20-35 % par Oweiss et al. (1990), Korfiatis (1984) et Noble et al (1991).

### 2.1.6 Perméabilité relative et intrinsèque

Le lixiviat s'écoule essentiellement au travers des pores ouverts présents dans le déchet, dans des proportions dépendant à la fois de facteurs hydriques (précipitations, infiltrations, recirculation), de la nature des déchets (granularité, structure, teneur en eau initiale) et de leur mode de traitement et de mise en place (tri, broyage, compactage).

La perméabilité intrinsèque d'un milieu poreux  $k_i$  ( $m^2$ ) traduit la tortuosité et la géométrie du milieu poreux. La perméabilité relative  $k_{rP}$  (P : phase liquide ou gazeuse) traduit la facilité de circulation plus ou moins grande d'un fluide dans un milieu poreux partiellement occupé par un autre suivant le degré de saturation de ce milieu (écoulement diphasique). En milieu diphasique, l'état totalement saturé n'existe que très rarement et on considère généralement que proche de la saturation, une fraction irréductible d'un constituant P ne peut être chassé par l'autre fluide. Dans ces deux cas, la perméabilité relative prend alors la valeur 1 et la perméabilité intrinsèque devient égale à la perméabilité à saturation. Différentes valeurs de la perméabilité intrinsèque au gaz dans les déchets sont proposées dans la littérature (Tableau 2-2).

Tableau 2-2 Valeurs de la perméabilité intrinsèque des déchets au gaz

Auteurs	Profondeur des déchets (m)	$k_i$ ( $m^2$ )
Pradeep et al. (2005)	3 - 6	(11 - 22,5). $10^{-12}$
	6 - 12	(5,4 - 10,9). $10^{-12}$
	12 - 18	(3 - 7,3). $10^{-12}$
Cestaro (2003)		(0,1 - 1). $10^{-10}$
Tchobanoglous et al. (1993)		1,0. $10^{-10}$
Baehr A. L. (1991)		(3,0 - 4,8). $10^{-11}$
Findikakis and Leckie (1979)		9,9. $10^{-13}$
Esmaili (1975)		2,4. $10^{-10}$

La perméabilité relative est une fonction de la saturation et elle est comprise entre 0 et 1. Le concept de perméabilité relative intervient dans les écoulements diphasiques en milieux poreux. Il traduit le fait qu'en plus de la résistance de la matrice poreuse, une des phases peut constituer un obstacle au déplacement de l'autre. Il existe différents modèles dans la littérature pour la perméabilité relative. Le modèle de Van Genuchten d'écrit la relation entre les perméabilités relatives au gaz,  $k_{rg}$  et au liquide  $k_{rl}$ , comme suit :

$$k_{rl} = S_e^2 \left[ 1 - \left( 1 - S_e^{\frac{1}{m}} \right)^m \right]$$

$$k_{rg} = (1 - S_e)^2 \left[ 1 - S_e^{\frac{1}{m}} \right]^m.$$
(2-6)

## 2.1.7 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 :

$$K_s = k_i k r_i (s_i = 1) \frac{\rho_l \cdot g}{\mu_l}, \quad (2-7)$$

où  $\rho_l$  (kg/m<sup>3</sup>) et  $\mu_l$  (Pa.s) sont la masse volumique et la viscosité dynamique du liquide, respectivement. La conductivité hydraulique définit le volume écoulé de lixiviat par unité de surface et de temps, par le gradient hydraulique. Les valeurs proposées dans la littérature pour la conductivité hydraulique des déchets à saturation sont présentées dans le Tableau 2-3.

Tableau 2-3 Ordres de grandeur de la conductivité hydraulique à saturation des déchets ménagers

Source	$K_s$ (m/s)	Remarques
Oweis et al. (1990)	$1,0 \cdot 10^{-7} - 1,0 \cdot 10^{-5}$	Essais de puits (Profondeur: 11m) New Jersey
Shank, (1993)	$6,7 \cdot 10^{-7} - 9,8 \cdot 10^{-6}$	
Bleiker et al. (1995)	$1,0 \cdot 10^{-9} - 1,0 \cdot 10^{-6}$	Essais sur échantillons de déchet en laboratoire
Lanini (1998)	$1,5 \cdot 10^{-4} - 1,0 \cdot 10^{-4}$	Essais sur colonnes (h=2 m et $\phi = 34$ cm)
Lanini (1998)	$1,0 \cdot 10^{-6} - 4,0 \cdot 10^{-4}$	Essais sur carottes extraites du CSD de Montech
Landva et al. (1998)	$5,0 \cdot 10^{-4} - 1,0 \cdot 10^{-7}$	
Powrie et Beaven (1999)	$2,8 \cdot 10^{-5} - 3,1 \cdot 10^{-6}$	Pression moyenne de 120 kPa
Olivier (2003)	$1,0 \cdot 10^{-6} - 1,0 \cdot 10^{-5}$	
Wysocki et al. (2003)	$1,2 \cdot 10^{-7} - 6,3 \cdot 10^{-6}$	
McCreanor, Reinhart et Jain (2000, 2005)	$1,0 \cdot 10^{-4} - 1,0 \cdot 10^{-9}$	
Gawande et al. (2005)	$2,5 \cdot 10^{-5}$	

En milieu non saturé, ce qui représente le cas général s'agissant du matériau déchet, la conductivité hydraulique est cependant inférieure aux valeurs présentées dans le Tableau 2-3.

La conductivité hydraulique des déchets diminue à pression de confinement (et donc à profondeur) croissante. Cela se traduit par une diminution de la perméabilité (ce qui revient à une diminution de la porosité) avec l'augmentation du poids volumique du déchet (Oweis, 1986 rapporté par Beaven, 1996). Toujours en conditions saturées, Beaven et Powrie (1995) ont déterminé des conductivités hydrauliques oscillant entre  $10^{-3}$  m/s (à faible confinement) et un peu moins de  $10^{-7}$  m/s (pour une contrainte de 450 kPa). Avec le temps, on observe une diminution de la perméabilité en fond de casier pouvant à terme bloquer plus ou moins totalement l'écoulement gravitaire.



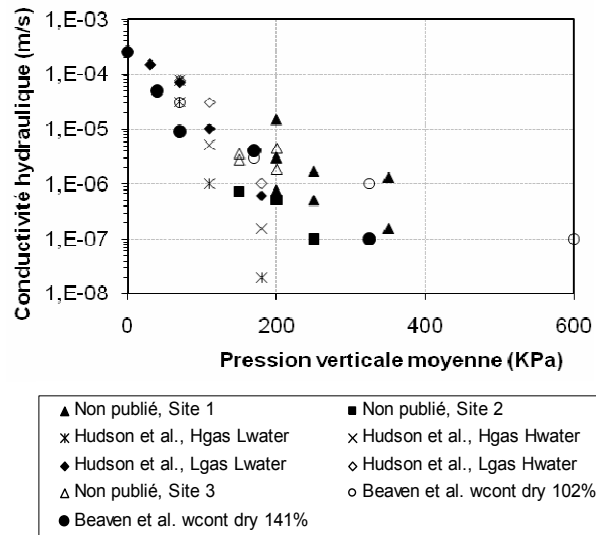


Figure (2-8) Variations de la conductivité hydraulique verticale avec la contrainte verticale

Dans la réalité enfin, le mode de mise en place et le compactage du déchet par couches induit une certaine anisotropie du matériau (stratification horizontale) caractérisée par une conductivité hydraulique horizontale,  $K_{sh}$  généralement supérieure de 2 à 10 fois à la conductivité hydraulique verticale,  $K_{sv}$  (Hudson et al. 2000,2001).

### 2.1.8 Conductivité thermique des déchets

Dach et Jager (1995) proposent des valeurs relativement élevées pour des déchets humides et chauds ( $\lambda$  compris entre 0,4 et 1  $W/mK$ ) et des conductivités moindres pour des déchets plus froids et moins saturés en liquide ( $\lambda$  compris entre 0,15 et 0,4  $W/mK$ ). Il faut noter que ces données sont relatives à des déchets prétraités mécaniquement et biologiquement.

Yoshida et al (1997) calculent, à partir de la composition des déchets, les conductivités thermiques équivalentes en série ( $\lambda = 0,18 W/mK$ ) puis en parallèle ( $\lambda = 1,57 W/mK$ ) pour en déduire une conductivité effective choisie comme étant la moyenne géométrique des deux précédentes ( $\lambda = 0,53 W/mK$ ). Les mesures réalisées par Lanini (1998) (méthode de la sonde à choc thermique) sur un déchet de décharge indiquent une valeur proche de 0,09  $W/mK$ , ce qui représente une valeur très faible pour ce type de milieu. Aguilar-Juarez (2000) estime à 0,3  $W/mK$  la conductivité thermique des déchets lors de la modélisation du comportement thermique d'une alvéole pendant son remplissage. Il existe donc une grande gamme de valeurs concernant la conductivité thermique des déchets. Certains auteurs ont mesuré et noté l'influence de l'humidité (Dach et Jagger, 1995); Lanini, 1998) mais aucun n'a intégré cette dépendance dans sa modélisation. Aran (2000) dans sa thèse a étudié les effets de la saturation et de l'âge des déchets sur les valeurs de la conductivité thermique. La méthode utilisée est la méthode des chocs thermiques qui consiste à chauffer le milieu poreux et mesurer sa montée en température à partir des sondes implantées dans la décharge. La vitesse de propagation de l'onde thermique permet de déduire les valeurs de la conductivité thermique. Aran (2000) a proposé des courbes de valeurs de la conductivité thermique en fonction de la saturation pour des déchets jeunes (0-10m) et plus âgés (20-30m):

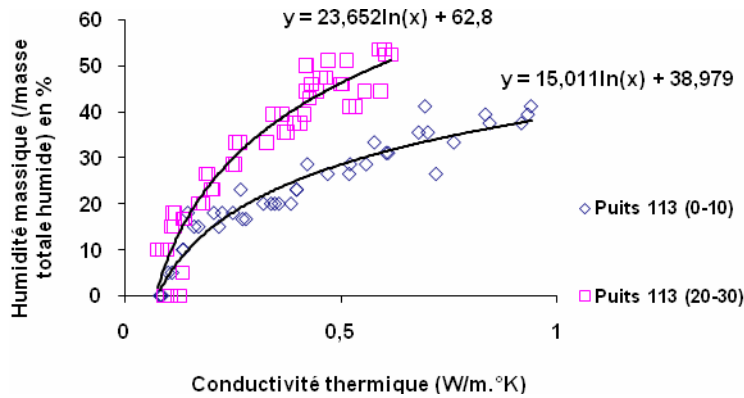


Figure (2-9) Conductivité thermique des déchets en fonction de l'humidité, Aran (2000)

On remarque que selon cet auteur la conductivité thermique augmente avec la saturation et diminue avec l'âge du déchet. Kling et al. (2006) a utilisé dans son modèle une valeur de  $2,1 W/mK$  comme conductivité thermique humide. Manna (1999) propose une conductivité thermique de  $0,0445 W/mK$  pour les déchets et de  $0,1395 W/mK$  pour le sol et Yesiller et al. (2005) a proposé  $1 W/mK$ .

### 2.1.9 Capacité calorifique des déchets

Pour déterminer la capacité calorifique des déchets, nous avons utilisé la méthode d'addition massique (Miller, 2003 ; Zeiss, 1999). Avec cette méthode et en connaissant la valeur de la capacité calorifique et la masse sèche de chaque composant des déchets on peut trouver la capacité calorifique sèche totale de l'ensemble des déchets.

$$MC_p = \sum [M_i \cdot C_{p_i}] \quad (2-8)$$

Où  $M_i$  et  $C_{p_i}$  ( $kJ/kg.K$ ) sont la masse sèche et la capacité calorifique massique de chaque composant  $i$  des déchets. Pour les masses sèches des composants et leurs pourcentages massiques en France, nous avons utilisé les valeurs proposées par l'ADEME (1993). Les valeurs de capacité calorifique de ces composants sont tirées de Yoshida (1997). Le Tableau 2-4 présente la méthode d'addition massique pour définir la capacité calorifique des déchets et du biogaz.

Tableau 2-4 Calcul de la capacité calorifique des phases solide, liquide et gazeuse d'une décharge

Catégories	Masse sèche (%)	C <sub>p</sub> (KJ/Kg.K)	(C <sub>p</sub> × masse)
Déchets putrescibles (déchets de cuisine et verts...)	15,80	1,715	0,271
Papiers (emballages, journaux, magazines...)	17,70	1,260	0,223
Cartons (cartons plats, ondulés, autres...)	9,20	1,260	0,116
Complexes (emballages complexes type Tétra brick)	1,60	1,400	0,022
Textiles (emballages textiles, autres...)	3,00	1,310	0,039
Textiles sanitaires (couches, coton hygiénique)	1,90	1,310	0,025
Plastiques (PE, PVC, PET, polystyrène)	12,70	2,100	0,267
Combustibles non classés (bois, caoutchouc...)	3,90	1,360	0,053
Verres	19,10	1,160	0,222
Métaux (aluminium, métaux ferreux, cuivre...)	5,60	0,700	0,039
Incombustibles non classés (pierres, gravats...)	8,90	0,800	0,071
Déchets spéciaux (chiffons souillés, piles...)	0,70	0,500	0,004

Capacité calorifique totale des déchets			1,352
Capacité calorifique de l'eau			4,180
Méthane	50,00	2,290	1,145
Dioxyde de Carbone	50,00	0,850	0,423
Capacité calorifique totale du biogaz			1,568

Manna (1999) à proposé les valeurs suivantes pour la capacité calorifique des déchets, du biogaz et du sol: les déchets :  $2,17 \text{ kJ/kg.K}$  , sol:  $0,73 \text{ kJ/kg.K}$  et biogaz:  $1,7136 \text{ kJ/Nm}^3\text{K}$  . D'autres valeurs de la capacité calorifique des déchets proposées dans la littérature sont présentées dans le Tableau 2-5.

Tableau 2-5 Valeurs de la capacité calorifique des déchets

$C_p \text{ (kJ/kg.K)}$	Auteur	Matériel
0,65	Dash (1998)	Métaux
0,85	Dash (1998)	Sable, Verre
0,86	Hammerschimidt (2003)	DND
1,26	Yoshida et al. (1997)	DND
1,5	Dash (1998)	Papier
1,7	Dash (1998)	Cotton
1,9	Dash (1998)	Bois
2,2	Dash (1998)	Plastique

## 2.2 Modélisation du transfert de matière et de chaleur dans un milieu poreux

Pour qu'un transport de fluides à travers le matériau soit possible, l'espace poreux doit être partiellement connecté. A l'échelle microscopique, le matériau est bien entendu trop complexe pour être exactement décrit par un modèle. Pour cette raison, différentes théories sont utilisées pour décrire le comportement des fluides d'un milieu poreux. L'approche que nous utilisons est l'approche dite macroscopique. Elle est basée sur l'existence d'un Volume Élémentaire Représentatif (V.E.R) qui permet la définition de quantités macroscopiques comme la moyenne sur ce V.E.R de la même quantité prise à l'échelle microscopique (ou échelle des pores). La taille de ce V.E.R doit être suffisamment grande pour que les hétérogénéités présentes à l'échelle microscopique ne soient plus apparentes à l'échelle macroscopique (Figure 2-10). De plus dans notre approche, le milieu poreux sera vu comme la superposition de deux milieux continus : au même point géométrique coïncident une particule du squelette, qui comprend la matrice poreuse et l'espace poreux connecté, et une particule fluide.

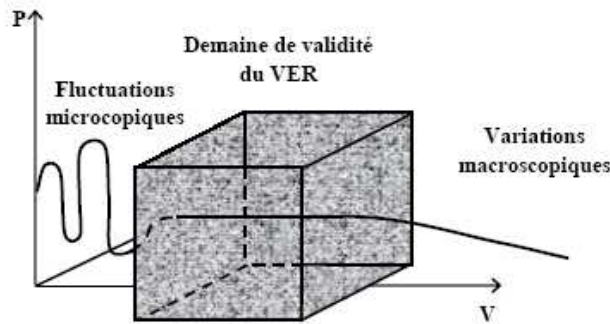


Figure (2-10) Définition du volume élémentaire représentatif sur lequel est moyennée la propriété  $P$  de milieu poreux

### 2.2.1 Principes de la thermodynamique des systèmes irréversibles

Il existe différentes approches théoriques en thermodynamique parmi lesquelles nous avons choisi et utilisé les principes adoptés par Coussy (1995) pour développer un modèle d'écoulement diphasique dans les milieux poreux : l'approche de la thermodynamique des systèmes irréversibles. La thermodynamique des systèmes irréversibles repose sur les deux grands principes de la thermodynamique et comme toute théorie macroscopique, reste muette sur la nature physique intrinsèque des phénomènes de couplage qu'elle décrit.

Cependant, la thermodynamique des systèmes irréversibles fournira des bases solides pour la conception des modèles numériques de transferts de chaleur et de masse dans les milieux poreux. Coussy a traité le milieu poreux comme un milieu continu unique. Celui-ci est vu comme étant la superposition de deux milieux continus : le squelette et les fluides, qui ne constitue pas une nouvelle démarche. Elle constitue traditionnellement la base du calcul en hydrogéologie (Bear, 1972 ; Marsily, 1986), qui consiste à écrire les équations phénoménologiques à l'échelle du pore et à obtenir les équations macroscopiques par intégration sur un volume élémentaire représentatif. Le milieu poreux est considéré non déformable, non saturé (la phase gazeuse est présente dans le système) et il n'y a pas de changement de phase pour les fluides.

Le premier principe appliqué à un milieu poreux décrit la variation de l'énergie totale du milieu pendant un temps  $dt$ . Cette variation,  $dE$ , résulte d'échanges d'énergie avec l'extérieur sous la forme d'échanges de chaleur  $dQ$ , de processus associés au travail des forces extérieures  $dW$ , ou d'échanges de matière  $dE_{mat}$  :

$$dE = dE_{mat} + dQ + dW \quad (2-9)$$

Les quantités  $dQ$  et  $dW$  peuvent être évaluées à partir des mécanismes utilisés pour le transfert de chaleur et en spécifiant les forces qui effectuent le travail. Dans notre modèle de milieu poreux indéformable, il est possible de faire quelques hypothèses simplificatrices; il n'y a pas de déformations du squelette et par conséquent l'énergie mécanique liée aux déformations du squelette n'est pas prise en compte. Ainsi, les tenseurs des contraintes et des déformations agissant sur l'ensemble de la matrice poreuse sont nuls. De plus, par souci de simplicité, les seuls efforts extérieurs par unité de masse qui sont pris en compte sont les efforts de gravité. Le deuxième principe appliqué à un milieu poreux implique que l'entropie,  $S_{ent}$ , est une grandeur extensive. Lorsqu'un système est constitué de plusieurs parties, l'entropie totale est égale à la somme des entropies de chaque partie. Dès lors, la variation d'entropie  $dS_{ent}$  peut être décomposée en deux termes : la production d'entropie  $d_i S_{ent}$  dues aux changements internes du système et le flux entropique  $d_e S_{ent}$  dû aux échanges (énergie et matière) avec le milieu extérieur.

## 2.2.2 Un modèle complet d'écoulement d'eau et de gaz au sein d'un milieu poreux

Dans ce paragraphe, nous présentons une modélisation des écoulements diphasiques sans changement de phase. Pour cela, nous présentons les équations de conservation de matière et d'énergie et les fonctions thermodynamiques (Coussy, 1995).

### 2.2.2.1 Conservation de la masse

Considérons le cas où le milieu poreux est constitué de la matrice solide, d'un liquide et d'un gaz. La conservation de chacun des constituants (liquide, gaz) s'écrit :

$$\begin{cases} \frac{\partial m_l}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_l V_l) = 0 \\ \frac{\partial m_g}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_g V_g) = \alpha_g \end{cases} \quad (2-10)$$

où:  $m_l = n_o S_l \rho_l$  et  $m_g = n_o (1 - S_l) \rho_g$ .  $n_o$  est la porosité ouverte du milieu,  $S_l$  est la saturation en liquide et  $\rho_p$  est la masse volumique des phases P ( $l, g$ ), dont les définitions ont été présentées au 2.1.  $V_p$  est la vitesse de filtration de la phase P définie par la loi de Darcy et  $\alpha_g$  est le terme de production de biogaz qui est défini à partir du modèle biologique de dégradation et de production de biogaz, développé dans le chapitre 3.

### Loi de Darcy

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

$$V_p (m/s) = \frac{k_{iP} k_{rP}}{\mu_p} (\nabla P_p + \rho_p g) \quad (2-11)$$

où  $k_{iP}$ ,  $k_{rP}$ ,  $\mu_p$  et  $P_p$  sont les perméabilités intrinsèque et relative, la viscosité dynamique et la pression de chaque phase P, respectivement. Les définitions et l'ordre de grandeur de ces paramètres sont donnés au 2.1. La pression de liquide est définie par rapport à sa hauteur, Z, dans une colonne :

$$p_l = \rho_l \cdot g \cdot Z. \quad (2-12)$$

La pression du gaz est définie comme la différence entre la pression de liquide et la pression capillaire (équation 2-4). La masse volumique du gaz peut être ensuite définie comme suit :

$$\rho_g = \frac{M_g P_g}{RT} \quad (2-13)$$

où  $M_a$  est la masse molaire du gaz (kg/mol), R(J/mol.K) est la constante universelle des gaz parfaits et T(K) est la température.

### 2.2.2.2 Le bilan d'énergie

Le bilan d'énergie que l'on propose repose sur la formulation du bilan d'entropie dans le cas d'un milieu poreux rigide et indéformable (Coussy, 1995) :

$$T \frac{\partial \tilde{\eta}}{\partial t} + \sum_{P=l,g} g_P \frac{\partial m_P}{\partial t} = -\nabla \cdot (h_P \rho_P V_P) - \nabla \cdot q + \tilde{Q}, \quad (2-14)$$

Où  $T$  est la température du milieu,  $\tilde{\eta}$  est l'entropie de l'ensemble des phases du milieu,  $g_P$  est l'enthalpie libre,  $h_P$  est l'enthalpie massique,  $U_P$  est la vitesse de Darcy et  $m_P$  est la masse de la phase  $P$ . Le premier terme à droite signifie le transfert de chaleur par convection et le deuxième terme signifie le flux de chaleur par conduction, défini par la loi de Fourier:

$$q = \lambda \nabla T, \quad (2-15)$$

dans laquelle  $\lambda$  est la conductivité thermique. Finalement le troisième terme à droite,  $\tilde{Q}$  signifie le terme source d'énergie. Dans notre modèle couplé, ce terme est défini comme la production de chaleur à partir de la production de biogaz dans les ISDND-bioactives (voir chapitre 3).

## 2.3 Méthodes numériques et validation sur des cas simplifiés

Nous présentons dans cette section les outils numériques nécessaires à la discrétisation et à la résolution numérique des équations de conservation de masse et d'énergie (Eymard, 2000 ; Benard et al., 2005) décrites dans la partie précédente.

### 2.3.1 La méthode des volumes finis

La méthode des volumes finis est une méthode de discrétisation bien adaptée à la résolution numérique des équations de conservation de grandeurs extensives telles que (2-10) et (2-14). Cette méthode possède 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.

La méthode des volumes finis repose sur une formulation intégrale du problème continu tandis que la méthode des éléments finis est basée sur la minimisation d'une énergie. Pourtant, la discrétisation d'une équation elliptique du deuxième ordre à l'aide de ces méthodes peut conduire à des problèmes discrets très proches et parfois identiques.

Supposons que l'on veuille résoudre le problème suivant, défini par une équation de conservation:

$$\begin{cases} \frac{\partial a(x,t)}{\partial t} + \nabla \cdot F(x,t) = f(x,t) \\ a(x,0) = a_0(x) \end{cases} \quad (2-16)$$

Où  $a$  a une valeur réelle dans un domaine  $\Omega$ ,  $F(x,t)$  est le flux de la grandeur  $a$  et  $f(x,t)$  un terme source.  $a_0$  est la valeur de la grandeur  $a$  à  $t = 0$ . Soit  $\Omega_d$  un maillage composé d'un nombre fini de points (les nœuds du maillage), autour desquels on définit des volumes élémentaires  $K$  (volumes de contrôle) contigus, non juxtaposés et sans discontinuité d'interface.

On note  $N_K$  le sous ensemble de  $\Omega_d$  comprenant les voisins du volume  $K$ . Les nœuds du maillage sont les points où sont localisées les variables. La méthode consiste tout d'abord à intégrer les équations sur un volume élémentaire  $K$  (volume de contrôle)

$$\int_k \frac{\partial a(x,t)}{\partial t} dx + \int_k F(s,t) \bar{n}_k ds = \int_k f(x,t) dx \quad (2-17)$$

Où  $\bar{n}_k$  est le vecteur normal à  $\partial K$  dirigé vers l'extérieur et  $ds$  la mesure surfacique en dimension 3, linéique en dimension 2 et ponctuelle en dimension 1, puis à discrétiser sur chaque maille du domaine, l'équation (2-17) au temps  $t_n = n\partial t$  ( $\partial t$  est une constante d'intégration temporelle et  $n \in N$ ).

$$\frac{1}{\partial t} \int_k (a^{n+1}(x) - a^n(x)) dx + \int_{\partial k} F^n(s, t_n) \bar{n}_k ds = \int_k f(x, t_n) dx \quad (2-18)$$

Notons que la dérivée partielle en temps a été approchée par un schéma d'Euler explicite afin d'obtenir une approximation de  $a^n(x)$  solution de l'équation (2-16) au temps  $t_n$ . D'autres schémas de discrétisation temporelle (schémas d'ordre supérieurs ou schéma implicite) peuvent bien entendu être utilisés. Pour chaque frontière  $K/L$  séparant le volume de contrôle  $K$  du volume de contrôle voisin  $L$ , la deuxième intégrale de l'équation (2-18) peut s'écrire:

$$\int_{\partial K} F^n(s, t_n) \bar{n}_K(s) ds = \sum_{L \in N_K} \int_{K/L} F^n(s, t_n) \bar{n}_{K,L}(s) ds \quad (2-19)$$

Où  $\bar{n}_{K,L}(s)$  est le vecteur normal à l'interface  $K/L$ . En désignant par  $a_k^n$  et  $f_k^n$  les valeurs discrètes de  $a(x, t)$  et de  $f(x, t)$ , dans le volume de contrôle  $K$  à l'instant  $t = t_n$  et en notant que:

$$F_{K,L}^n \approx \int_{K/L} F^n(s, t_n) \bar{n}_{K,L}(s) ds \quad (2-20)$$

La discrétisation de l'équation (2-16) par la méthode des volumes finis conduit à:

$$\begin{cases} \frac{m(K)}{\partial t} (a_k^{n+1} - a_k^n) + \sum_{L \in N_K} F_{K,L}^n = m(K) f_K^n \\ a_K^0 = \int_k a_0(x) dx \end{cases} \quad (2-21)$$

Où  $m(K)$  est une mesure du volume de contrôle  $K$ . Les deux aspects importants de cette méthode sont :

1. la conservation des flux, c'est à dire qu'on a  $F_{K,L}^n = -F_{L,K}^n$  pour tout les volumes de contrôle  $K$  et  $L \in N_K$  et pour tout les  $n \in N$ .
2. la consistance de l'approximation du terme d'échange  $\int_{K/L} F^n(s, t_n) \bar{n}_{K,L}(s) ds$  à travers la frontière  $\partial K$  pour chaque volume de contrôle.

### 2.3.2 Enjeu du décentrage dans le schéma de volumes finis explicite

Nous voulons savoir ici quel choix de  $a_{K/L}^n$  permettra d'avoir le principe du maximum sur  $a$  c'est à dire  $A \leq a_K^n \leq B$  alors  $A \leq a_K^{n+1} \leq B$ . On obtient cette condition si on peut exprimer  $a_K^{n+1}$  comme une combinaison linéaire de la forme :

$$a_K^{n+1} = \sum_{L \in N_K} \theta_L^n a_L^n \text{ avec } \sum_{L \in N_K} \theta_L^n = 1 \text{ et } \theta_L^n \geq 0 \quad (2-22)$$

Pour ça, nous étudions ici un cas sans diffusion, comme dans notre modèle. L'idée qui vient à l'esprit pour approcher le terme  $a_{K/L}^n$  est:

$$a_{K/L}^n = \alpha_{K/L} a_K^n + (1 - \alpha_{K/L}) a_L^n \quad (2-23)$$

Avec  $\alpha_{K/L} = 0,5$ . C'est donc un schéma centré. Le problème s'écrit alors

$$\frac{m(K)}{\partial t} (a_k^{n+1} - a_k^n) + \sum_L \frac{1}{2} V_{K,L} (a_K^n + a_L^n) = 0 \quad (2-24)$$

Pour étudier la stabilité de ce schéma, exprimons le terme  $a_K^{n+1}$  en fonction de  $a_K^n$  et  $a_L^n$ :

$$a_K^{n+1} = \left( 1 - \frac{\partial t}{m(K)} \sum_L \frac{V_{K/L}}{2} \right) a_K^n - \frac{\partial t}{m(K)} \sum_L \frac{V_{K/L}}{2} a_L^n \quad (2-25)$$

D'après l'hypothèse  $\nabla V(x,t) = 0$  qui implique  $\sum_L V_{K/L} = 0$ , on ne peut pas garantir la positivité des coefficients de la combinaison linéaire. On observe en pratique que le schéma centré est instable. Maintenant si on prend  $\alpha_{K/L} = 1$  lorsque  $V_{K/L} > 0$ , alors le problème devient :

$$\frac{m(K)}{\partial t} (a_K^{n+1} - a_K^n) + \sum_{V, V_{K,L} \geq 0} \frac{1}{2} V_{K,L} a_K^n + \sum_{V, V_{K,L} \leq 0} \frac{1}{2} V_{K,L} a_L^n = 0 \quad (2-26)$$

On peut donc écrire :

$$a_K^{n+1} = \left( 1 - \frac{\partial t}{m(K)} \sum_{V, V_{K,L} \geq 0} V_{K,L} \right) a_K^n - \frac{\partial t}{m(K)} \sum_{V, V_{K,L} \leq 0} V_{K,L} a_L^n \quad (2-27)$$

On a donc écrit  $a_K^{n+1} = \sum_{L \in N_K} \theta_L^n a_L^n$  avec  $\sum_{L \in N_K} \theta_L^n = 1$  et la condition  $\theta_L^n \geq 0$  est vérifié si

$$\partial t \leq \frac{m(K)}{\sum_{L, V_{K,L} \geq 0} V_{K/L}}.$$

Par conséquent le schéma décentré respecte le principe du maximum.



### 2.3.3 Ecoulement diphasique en milieu poreux

Les équations qui régissent les écoulements de deux phases incompressibles en milieu poreux sont de la forme suivante, comme nous l'avons déjà présenté dans l'équation (2-10):

$$\begin{cases} \frac{\partial n_o S_l}{\partial t} + \nabla \cdot [k_{rl} (-\nabla P_l - \rho_l \mathbf{g})] = 0 \\ \frac{\partial n_o (1 - S_l)}{\partial t} + \nabla \cdot [k_{rg} (-\nabla P_g - \rho_g \mathbf{g})] = 0 \end{cases} \quad (2-28)$$

La discrétisation de cette équation par la méthode des volumes finis conduit à:

$$\begin{cases} n_o \frac{m(K)}{\partial t} (S_{lk}^{n+1} - S_{lk}^n) + \sum_{L \in N_k} F_{lK,L} = 0 \\ n_o \frac{m(K)}{\partial t} [(1 - S_l)_k^{n+1} - (1 - S_l)_k^n] + \sum_{L \in N_k} F_{gK,L} = 0 \end{cases} \quad (2-29)$$

Dans lequel:

$$F_{lK,L} = -\frac{m(K/L)}{d(x_K, x_L)} K_l(s_{lK,L}^{n+1}) [P_{lL}^{n+1} - P_{lK}^{n+1} - \rho_{lK}^n \mathbf{g} (Z_K^{n+1} - Z_L^{n+1})] \quad (2-30)$$

$$F_{gK,L} = -\frac{m(K/L)}{d(x_K, x_L)} K_g(s_{gK,L}^{n+1}) [P_{lL}^{n+1} + P_C^{n+1} - P_{lK}^{n+1} - P_C^{n+1} - \rho_{gK}^n \mathbf{g} (Z_K^{n+1} - Z_L^{n+1})]$$

Dans l'évaluation des flux, le gradient de pression a été évalué à l'aide d'un schéma centré et la saturation est évaluée à l'aide d'un schéma décentré phase par phase :

$$S_{lK,L}^n = \begin{cases} S_L^{n+1} & \text{si } [P_{lK}^{n+1} - P_{lL}^{n+1} + \rho_{lK}^n \mathbf{g} (Z_K^{n+1} - Z_L^{n+1})] > 0 \\ S_K^{n+1} & \text{sinon} \end{cases} \quad (2-31)$$

$$S_{gK,L}^n = \begin{cases} S_{gL}^{n+1} & \text{si } [P_{lK}^{n+1} + P_C^{n+1} - P_{lL}^{n+1} - P_C^{n+1} - \rho_{gK}^n \mathbf{g} (Z_K^{n+1} - Z_L^{n+1})] > 0 \\ S_{gK}^{n+1} & \text{sinon} \end{cases}$$

Il faut noter ici que la méthode de décentrage phase par phase conduit au respect des différents principes du maximum. Cette méthode de décentrage s'avère simple à implémenter et très robuste.

### 2.3.4 La méthode de Newton

Nous avons vu que la discrétisation en temps et en espace des équations couplées aux dérivées partielles par un schéma de volumes finis conduit à la résolution d'un ensemble d'équations non linéaires de la forme :

$$E_{K,j} [(U_{L,j})_{i=1 \dots N, L \in \Omega_d}] = 0 \text{ pour } K \in \Omega_d, j = 1 \dots N \quad (2-32)$$

Pour résoudre ce système, on utilise la méthode de Newton, une méthode itérative qui consiste à initialiser la valeur  $U_0$  et à définir une suite de systèmes linéaires tangents :

$$J^m \cdot (U^{m+1} - U^m) = -E^m(U^m) \quad (2-33)$$

Dans lesquels  $U^m$  est le vecteur de l'ensemble des inconnus à l'itération  $m$  et où  $J^m$  désigne la matrice jacobienne définie par :

$$J_{K,i,L,j}^m = \frac{\partial E_{K,j}^{m+1}}{\partial U_{L,j}}(U^m) \quad (2-34)$$

On est donc amené à résoudre un système linéaire dont la solution est donnée par  $\Delta U^m = U^{m+1} - U^m$  à chaque itération de Newton. Pour chaque itération  $m$ , on calcule  $U^{m+1}$  en fonction de  $U^m$  grâce à la relation  $U^{m+1} = U^m + \Delta U^m$ . On passe ensuite à l'itération suivante jusqu'à ce que le critère de convergence soit satisfait (on peut démontrer que le taux de convergence de la méthode est quadratique). Remarquons que dans cette étude, le problème à résoudre est instationnaire.

Cela signifie que le schéma de Newton-Raphson doit être imbriqué dans la boucle de calcul d'intégration temporelle. A chaque pas de temps, on démarre les itérations de Newton avec les valeurs convergées au pas précédent. Comme les itérations du schéma de Newton sont bien imbriquées dans la boucle de calcul d'intégration temporelle, il est essentiel d'obtenir la convergence de la méthode de Newton pour que le schéma global fonctionne. Une telle exigence impose parfois des limites très strictes sur le pas de temps afin que le candidat initial de la méthode de Newton soit suffisamment proche de la solution. On peut montrer qu'il est inutile d'exiger une précision plus grande pour la convergence du schéma de Newton-Raphson, que celle du schéma d'intégration temporelle.

On peut aussi renforcer les propriétés de convergence en utilisant un paramètre de sous-relaxation  $\omega_m$  ( $0 < \omega_m \leq 1$ ). On calcule  $\Delta \tilde{U}^m$  par:

$$J^m \cdot \Delta \tilde{U}^m = -E^m(U^m) \quad (2-35)$$

Si  $\|\tilde{U}^m\|$  est trop grand, on pose:

$$\Delta U^m = \min \left( 1, \frac{\omega_m}{\|\tilde{U}^m\|} \right) \cdot \Delta \tilde{U}^m \quad (2-36)$$

### 2.3.5 Validation du modèle diphasique sur une solution analytique

Nous allons valider le modèle d'écoulements diphasiques sur deux cas de colonnes unidimensionnelles horizontales et verticales, en utilisant les valeurs des paramètres que nous avons trouvés dans la littérature, pour lequel nous avons une solution analytique. Celle-ci est basée sur les équations de Buckley-Leverett (1942) et la méthode de Welge (1952). Nous étudions le cas d'un écoulement diphasique de gaz et d'eau dans un milieu poreux sous les hypothèses suivantes:

- l'écoulement est unidimensionnel,
- les liquides sont immiscibles et incompressibles,
- le milieu poreux est non déformable,
- l'écoulement des liquides est basé sur la loi de Darcy,
- la pression capillaire est négligée.

Nous allons d'abord présenter les formulations d'écoulement diphasique dans une colonne unidimensionnelle dans un cas général. Puis nous appliquerons ces formulations pour deux cas d'une colonne horizontale et d'une colonne verticale.

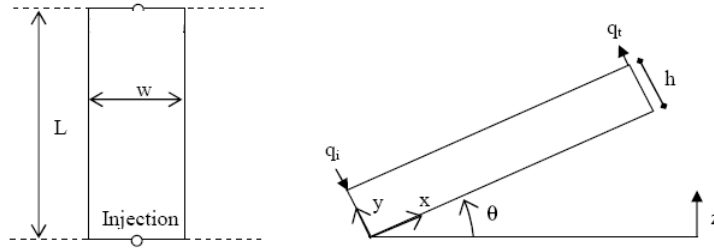


Figure (2-11) Schéma d'une colonne linéaire unidimensionnelle

On peut écrire les équations de conservation de la masse (2-10) sous la forme :

$$\begin{cases} \frac{\partial}{\partial t} (n_o S_l \rho_l) - \frac{\partial}{\partial x} \left( \frac{k_{rl} k_{il}}{\mu_l} \rho_l \left( \frac{\partial P_l}{\partial x} + \rho_l g \sin \theta \right) \right) = 0 \\ \frac{\partial}{\partial t} (n_o (1 - S_l) \rho_g) - \frac{\partial}{\partial x} \left( \frac{k_{rg} k_{ig}}{\mu_g} \rho_g \left( \frac{\partial P_g}{\partial x} + \rho_g g \sin \theta \right) \right) = 0. \end{cases} \quad (2-37)$$

En éliminant la masse volumique de chaque côté et en composant les deux formulations on obtient:

$$\frac{\partial}{\partial x} \left[ \underbrace{\left( \frac{k_{rl} k_{il}}{\mu_l} \left( \frac{\partial P_l}{\partial x} + \rho_l g \sin \theta \right) \right) + \left( \frac{k_{rg} k_{ig}}{\mu_g} \left( \frac{\partial P_g}{\partial x} + \rho_g g \sin \theta \right) \right)}_{Q(S)} \right] = 0. \quad (2-38)$$

La dérivée du terme  $Q(S)$  est égale à zéro, alors le terme  $Q(S)$  sera constant et égal au débit total de liquide et de gaz.

$$\left( \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} \left( \frac{\partial P_l}{\partial x} + \rho_l g \sin \theta \right) \right) + \left( \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g} \left( \frac{\partial P_g}{\partial x} + \rho_g g \sin \theta \right) \right) = q_{total} \quad (2-39)$$

Comme la pression capillaire est négligée, on peut écrire:

$$\frac{\partial P_l}{\partial x} = \frac{\partial P_g}{\partial x} = \frac{\partial P}{\partial x}, \quad (2-40)$$

et alors:

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{-\left( \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} \rho_l g \sin \theta \right) - \left( \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g} \rho_g g \sin \theta \right) + q_{total}}{\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} + \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g}}. \quad (2-41)$$

On peut écrire la forme générale suivante pour l'écoulement diphasique de liquide:

$$\frac{\partial}{\partial t} S - \frac{\partial}{\partial x} f(S) = 0, \quad (2-42)$$

et alors on obtient la fonction  $f(S)$  comme suit:

$$f(S) = -\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} \left( \frac{-\left( \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} \rho_l g \sin \theta \right) - \left( \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g} \rho_g g \sin \theta \right) + q_{total}}{\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} + \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g}} + \rho_l \cdot g \sin \theta \right), \quad (2-43)$$

qui devient:

$$f(S) = \left( \frac{\left( \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} \cdot \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g} \Delta \rho g \sin \theta \right) + q_{total} \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l}}{\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} + \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g}} \right) \times \frac{1}{n_o}, \quad (2-44)$$

où  $\Delta \rho = \rho_l - \rho_g$ . Pour un écoulement horizontal ( $\theta = 0$ ) on obtient:

$$f(S) = \left( \frac{\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l}}{\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} + \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g}} \right) \times \frac{q_{total}}{n_o}, \quad (2-45)$$

et pour un écoulement vertical ( $\theta = 90^\circ$ ) on aura:

$$f(S) = \left( \frac{\left( \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} \cdot \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g} \Delta\rho g \right) + q_{total} \frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l}}{\frac{k_{rl}k_{il}}{\mu_l} + \frac{k_{rg}k_{ig}}{\mu_g}} \right) \times \frac{1}{n_o}. \quad (2-46)$$

### 2.3.5.1 Equation de Buckley-Leverett

Buckley et Leverett (1942) ont présenté des équations de base pour expliquer les écoulements diphasiques unidimensionnels. Pour le déplacement de gaz par l'eau, l'équation détermine la vitesse de la surface d'eau avec une saturation constante,  $S_w$  qui se déplace dans un système linéaire. L'équation de Buckley-Leverett est présentée comme suit, en utilisant l'équation de conservation de la masse (équation 2-37) et de flux à travers un volume élémentaire de section A et longueur dx,  $A \cdot dx$ , et pour un débit d'injection constant:

$$V_{S_w} = \frac{dx}{dt} \Big|_{S_w} = \frac{q_{total}}{A \cdot n_o} \frac{df(S)}{dS_w} \Big|_{S_w}. \quad (2-47)$$

$V_{S_w}$  est la vitesse de la surface de liquide avec une saturation  $S_w$ . L'équation de Buckley-Leverett implique que pour un flux constant d'injection de liquide, cette vitesse est directement proportionnelle à la dérivée de l'écoulement diphasique qui est évalué pour cette saturation, comme on peut voir dans l'équation (2-47). En intégrant cette équation entre le temps initial ( $t_0 = 0$ ) qui est le temps de début de l'injection et chaque instant  $t$ , on peut trouver la distance atteinte par la surface à la saturation  $S_w$ .

$$x|_{S_w} = \frac{1}{A \cdot n_o} \frac{df(S)}{dS_w} \Big|_{S_w} \int_0^t q_{total} dt \quad (2-48)$$

La valeur d'intégrale ci-dessus est le volume accumulé d'eau,  $W_i$  qui est égal à zéro quand  $t = 0$ , comme condition initiale.

$$x|_{S_w} = \frac{W_i}{A \cdot n_o} \frac{df(S)}{dS_w} \Big|_{S_w} \quad (2-49)$$

Il y a des difficultés mathématiques pour appliquer cette méthode. Tandis qu'il y a un point d'inflexion dans la courbe de l'écoulement diphasique  $f(S)$ , il y aura un point de maximum sur la courbe de sa dérivée avec la distance, ce qui veut dire qu'à chaque position, il existe deux

saturations différentes pour la surface d'eau au même instant, ce qui n'a pas de sens physique. Cela signifie que l'équation de Buckley-Leverett ne peut pas représenter la saturation de choc. Derrière le choc avec une saturation de  $S_{wf}$ , la saturation varie entre  $S_r < S_w < S_{max}$ , dont les définitions sont présentées au 2.1.1.

Les équations (2-47) et (2-48) peuvent être utilisées pour déterminer la vitesse et la position de la saturation d'eau. En outre, dans cette gamme de valeurs de la saturation, la pression capillaire est en général négligeable. On peut tracer la fonction  $f(S)$  avec les formulations de l'écoulement diphasique pour les modèles horizontal et incliné comme on les a trouvés dans les formulations (2-44) et (2-45).

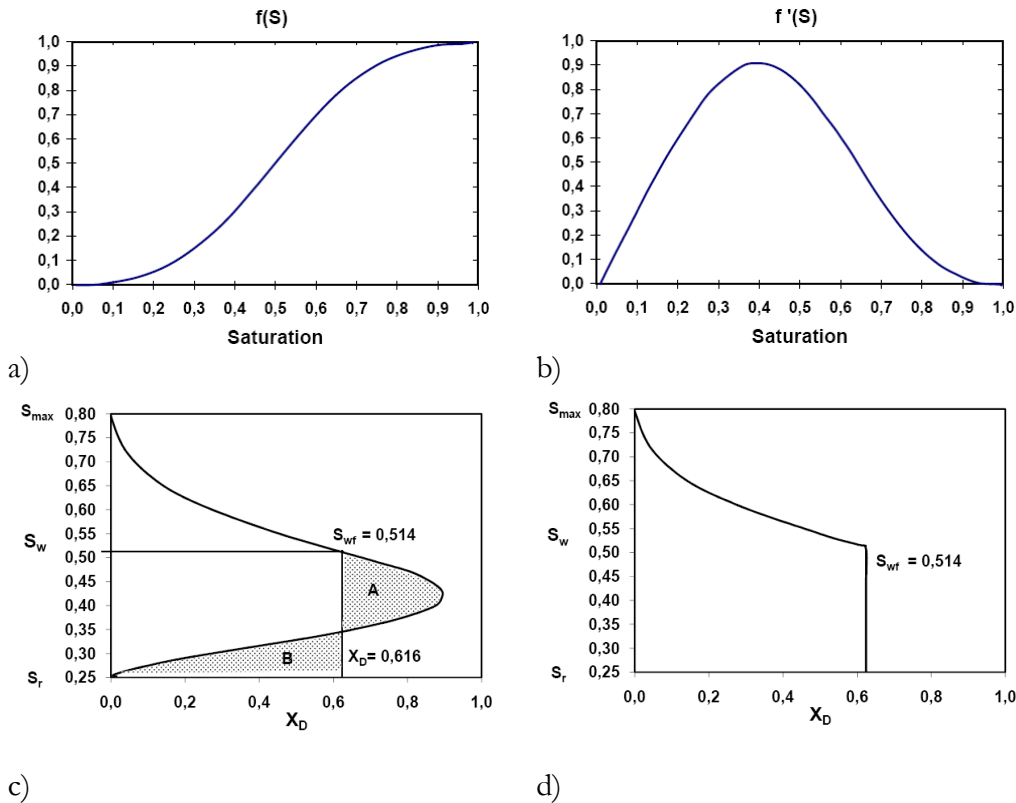


Figure (2-12) a) Ecoulement diphasique, b) Dérivé de la fonction  $f_w$ , c) Compensation des secteurs pour déterminer l'avant d'un choc, d) Distribution de saturation en avant d'un choc

Pour tracer le profil de saturation avec la méthode de Buckley-Leverett, il faut trouver la ligne verticale sur la Figure (2-12c) de façon que les surfaces A et B soient égales. Cette ligne représente la discontinuité du choc.

### 2.3.5.2 Méthode de Welge

La méthode de Welge (1952) est une méthode graphique qui est beaucoup appliquée pour résoudre les problèmes d'écoulement diphasique dans les milieux poreux. Cette méthode consiste à distribuer la saturation sur une distance entre le point d'injection et la surface du choc ce qui donne une saturation moyenne avant la surface du choc  $\bar{S}_{wf}$  à chaque instant  $t$ . En utilisant cette méthode, on peut trouver le profil d'un écoulement 1D linéaire pendant l'injection avec un débit constant. Pour cela il faut suivre les étapes suivantes (Willhite, 1986):

- tracer la courbe d'écoulement diphasique  $f(S)$ , équation (2-44) entre  $S_r$  et  $S_{\max}$ , en négligeant la pression capillaire.
- tracer sa tangente passant par  $S_w = S_r$  et  $f(S) = 0$  sur la courbe de  $f(S)$ . Le point de tangence a les coordonnées de  $(S_w = S_{wf}, f_w = f_w|_{S_{wf}})$  et l'extrapolation de cette ligne à  $f(S) = 1$  donne la valeur moyenne de la saturation derrière la frontière pendant la traversée,  $\bar{S}_{wf}$  (Figure 2-13).

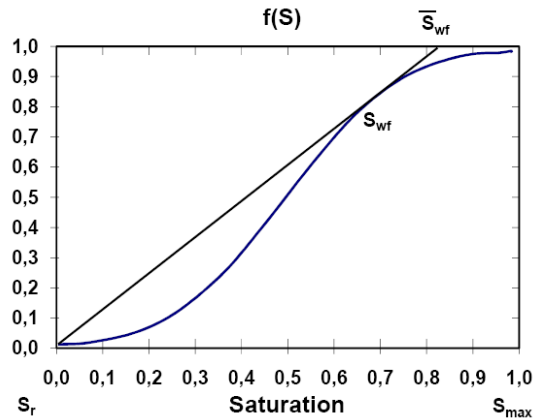


Figure (2-13) Schéma graphique de la méthode de Welge (1952)

Nous allons appliquer cette méthode pour résoudre les problèmes d'un écoulement diphasique dans une colonne horizontale avec un débit d'injection constant et une colonne verticale à moitié saturée, sans injection de liquide et nous comparerons les résultats avec ceux du modèle diphasique.

## 2.3.6 Comparaison des résultats numériques avec les solutions analytiques

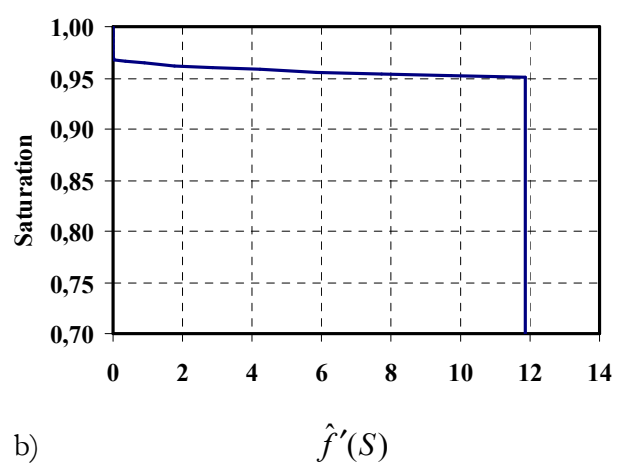
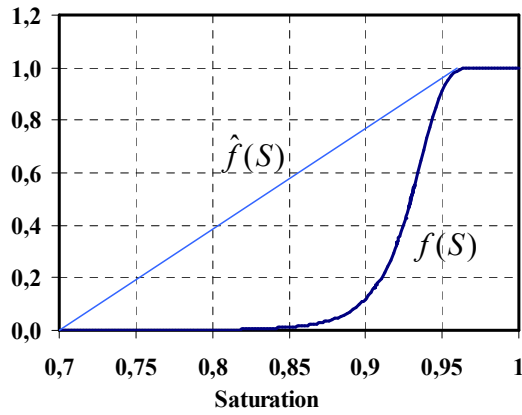
### 2.3.6.1 Colonne horizontale

Nous considérons un milieu poreux unidimensionnel avec écoulement diphasique de gaz et de liquide. L'exemple le plus simple est de considérer un écoulement horizontal d'eau qui déplace le gaz. Les formulations de la perméabilité relative et les paramètres du milieu sont présentés par l'équation (2-6). Les paramètres de milieu sont présentés sur le tableau suivant:

Tableau 2-6 Paramètres de milieu diphasique 1D

$S_l$	$S_r$	$S_{\max}$	$m$	$\mu_l$ (Pa.s)	$\mu_g$ (Pa.s)
0,7	0,7	0,97	0,8718	$1,0 \cdot 10^{-03}$	$1,2 \cdot 10^{-05}$

On trace la courbe d'écoulement diphasique  $f(S)$  pour un écoulement horizontal, entre la saturation résiduelle et maximum. On peut alors tracer les fonctions  $f(S)$ , l'enveloppe concave  $\hat{f}(S)$  et la dérivée de l'enveloppe concave  $\hat{f}'(S)$ .



a)

b)

Figure (2-14) a) Enveloppe concave de l'écoulement diphasique et b) Profil de la solution analytique

En traçant la tangente passant par  $S_w = 0,7, f(S) = 0$  on trouve la valeur moyenne de la saturation derrière le frontière qui est égale à  $S_{wf} = 0,955$  sur la courbe de Figure (2-14). Le point de  $f'(S = 0,955)$  est obtenu par la relation:

$$f'(S = 0,955) = \frac{f(S = 0,955) - f(S = 0,7)}{(0,955 - 0,7)} = 3,63.$$

Un paramètre important pour définir l'efficacité de l'écoulement, est le rapport de mobilité du point de frontière qui est sous la forme (Willhite, 1986):

$$M = \frac{k'_{rl} / \mu_l}{k'_{rg} / \mu_g} \quad (2-50)$$

Où  $k'_{rl} = k_{rl}(S_w = S_{max})$  et  $k'_{rg} = k_{rg}(S_w = S_r)$ . Pour un écoulement horizontal stable il faut que  $M \leq 1$ . Un autre paramètre pour définir la stabilité de l'écoulement de Buckley-Leverett est le rapport de mobilité de frontière de choc:

$$M_S = \frac{k'_{rl}(S_{wf}) / \mu_g + k'_{rl}(S_{wf}) / \mu_w}{k'_{rg} / \mu_g} \quad (2-51)$$

Hagoort (1974) a montré, par un argument empirique, que l'écoulement de Buckley-Leverett est stable quand  $M_S < 1$ . Les résultats des valeurs de  $M_S$  et  $M$  sont présentés ci-dessous:

Tableau 2-7 Résultats de l'étude de stabilité d'écoulement diphasique 1D

$S_{wf}$	$k'_{rl}(S_{wf})$	$k'_{rg}(S_{wf})$	$M_S$	$M$
0,955	605	7,26	0,0073	0,0082

Le déplacement de frontière de choc est obtenu à partir de l'équation (2-48) avec  $S_{wf} = 0,955$ .



Pour le modèle numérique nous utilisons un modèle 1D avec un longueur de 10m et une surface de  $A= 1 \text{ m}^2$ , avec 500 mailles.

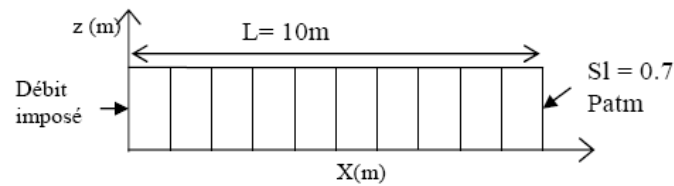


Figure (2-15) Schéma de colonne horizontale

Les conditions à la limite sont : débit imposé sur la gauche et condition de pression atmosphérique sur la droite pour permettre la sortie du liquide. La porosité du milieu est considérée égale à 0,2 et le débit d'injection est égal à  $0,2 \text{ m}^3/\text{h}$ . En utilisant la formulation de Buckley-Leverett, on peut trouver la vitesse de la frontière de choc qui se déplace avec une saturation de 0,955, en utilisant l'équation (2-47):

$$v_{sw} = \frac{0,2}{1 \times 0,2} \times 3,63 = 3,63 \text{ (m / h)}$$

Alors à chaque pas de temps on obtient la position de la frontière dans le milieu en multipliant la vitesse par le pas de temps. Les résultats de la solution analytique et de la modélisation numérique sont montrés sur la Figure (2-16).

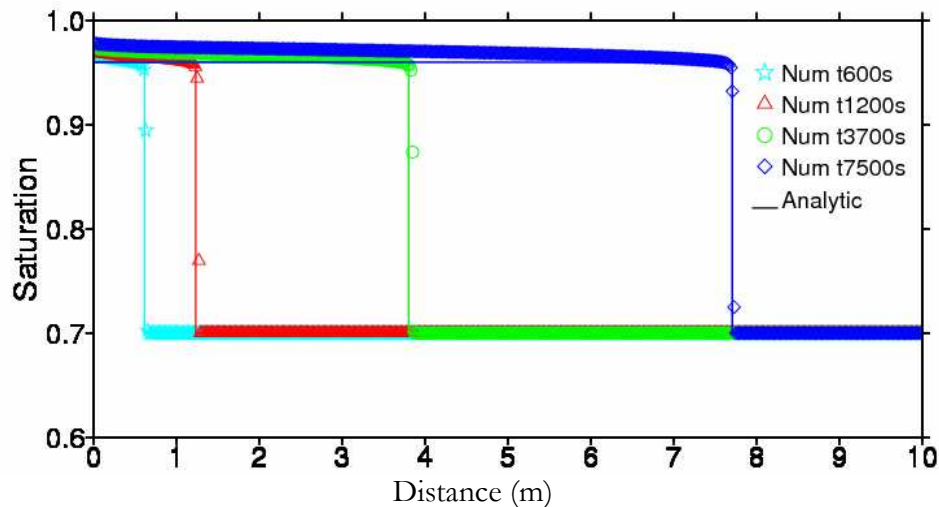


Figure (2-16) Résultats de simulation numérique et solution analytique

### 2.3.6.2 Colonne verticale

La colonne verticale de 10m est représentée dans la Figure (2-17). La colonne est saturée d'eau dans la moitié supérieure et la moitié inférieure contient 30% de gaz. La condition limite est la saturation de 0 et la pression atmosphérique appliquées en  $z = 10\text{m}$  (en haut).

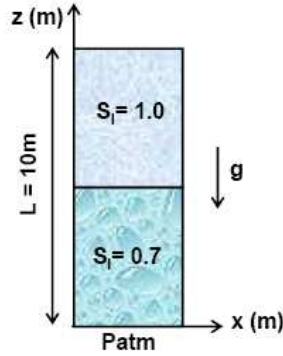


Figure (2-17) Schéma de colon verticale avec gravité

La fonction  $f(S)$  pour une colonne verticale est tracée en utilisant l'équation (2-46). Les courbes de  $f(S)$ , de l'enveloppe concave  $\hat{f}(S)$  et de la dérivée de l'enveloppe concave  $\hat{f}'(S)$  sont présentées sur la Figure (2-18).

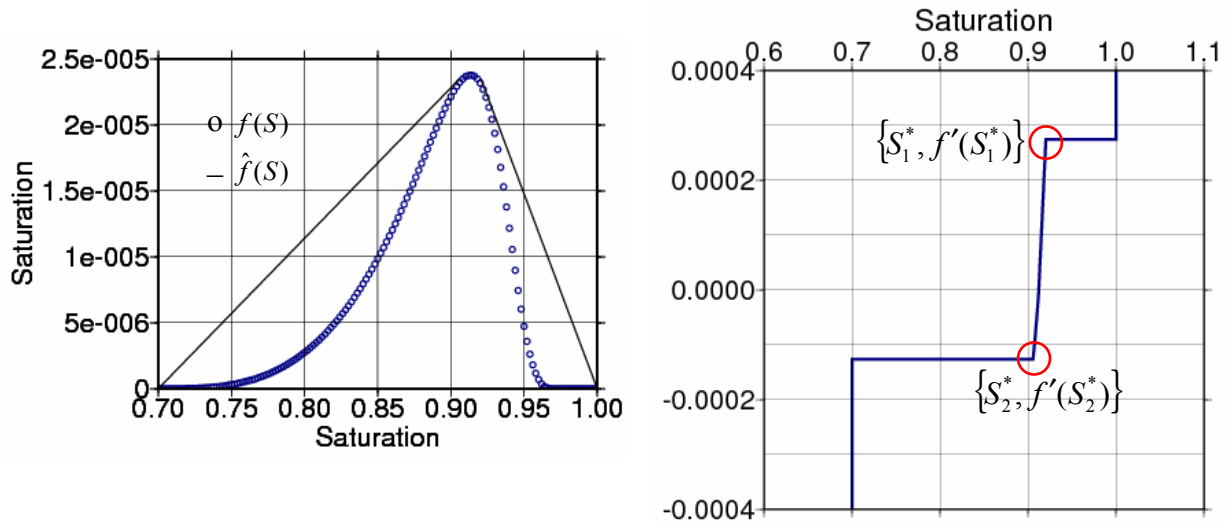


Figure (2-18) a) Enveloppe concave de l'écoulement diphasique et b) Profil de la solution analytique

Déterminées par les enveloppes concaves, les valeurs de la saturation de choc obtenues sont  $S_1^* \approx 0,9204$  et  $S_2^* \approx 0,9060$ , respectivement pour le premier et le deuxième choc. La vitesse de propagation des chocs est déterminée à partir de la relation Rankine- Hugoniot (Willhite, 1986):

$$f'(S_1^*) = \frac{[f(1) = 0] - f(S_1^*)}{1 - S_1^*} \quad \text{et} \quad f'(S_2^*) = \frac{f(S_2^*) - [f(0,7) = 0]}{S_2^* - 0,7}.$$

En appliquant la porosité dans la formulation ci-dessus, on obtient  $f'(S_1^*) = -1,4 \cdot 10^{-3}$  et  $f'(S_2^*) = 5,64 \cdot 10^{-4}$ . Alors le profil de la solution analytique est tracé comme le présente la Figure 21b. Le déplacement des chocs est tracé pour les différents pas de temps, pour la solution analytique et la simulation numérique. La Figure (2-19) montre que les résultats de la simulation numérique sont parfaitement en accord avec la solution analytique.

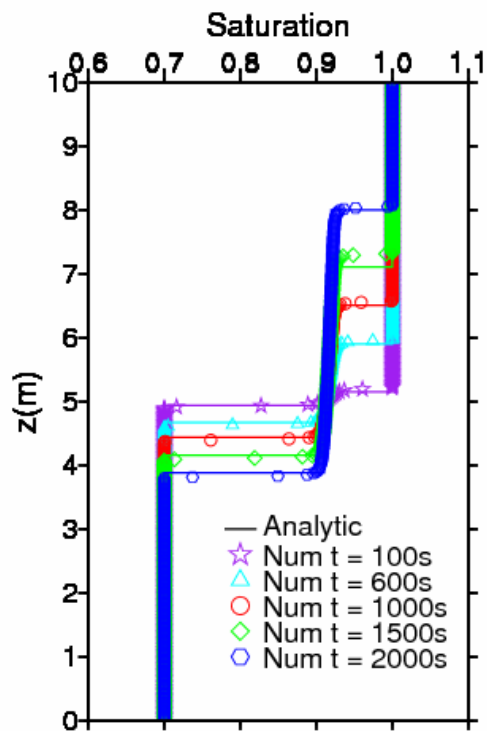


Figure (2-19) Résultats de la simulation numérique et de la solution analytique pour une colonne verticale avec gravité

La comparaison du modèle hydrodynamique avec les solutions analytiques pour deux cas, avec et sans gravité, montre bien que notre modèle hydrodynamique est validé par la solution analytique. Dans les chapitres suivants nous allons introduire le modèle de dégradation et de production de biogaz qui est couplé avec ce modèle d'écoulement diphasique et nous appliquerons ensuite le modèle couplé au cas d'ISDND-bioactives.

## Chapitre 3

# Modèles de dégradation des déchets et de production de biogaz

Ce chapitre comporte trois parties principales. La première est une introduction suivie par une étude bibliographique des modèles simplifiés de dégradation anaérobie des déchets et de production de biogaz de type I. Ces modèles sont basés 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. Cette partie est suivie par la description du modèle de type I que nous avons développé pour notre modèle de couplage. La deuxième partie introduit les modèles de dégradation de type II qui sont basés sur le modèle de croissance microbienne de Monod (1949) et qui considèrent le rôle de la biomasse méthanogène dans la production de gaz et de chaleur. À la fin de cette partie nous introduisons le modèle de type II que nous avons développé pour le modèle de couplage, en insistant sur le rôle de la teneur en eau et de la température des déchets sur l'activité des microorganismes et la dégradation anaérobie des déchets. Pour simplifier le modèle et éviter une longue liste des paramètres à identifier, nous avons simplifié notre modèle en utilisant une seule population méthanogène mésophile. Considérant les valeurs de température observées et signalées dans différentes études et l'importance des microorganismes thermophiles (Lanini, 1998), nous avons ajouté dans un second temps une population thermophile dans le modèle. Finalement la troisième partie comporte une étude bibliographique effectuée sur les paramètres thermiques et biologiques nécessaires pour chaque type de modèle de dégradation.

### 3.1 Introduction

Pour pouvoir modéliser les phénomènes biologiques durant la dégradation anaérobie des déchets, nous devons connaître d'abord 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 teneur en eau, la température, 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.

Nous utiliserons désormais le terme *Biomasse* pour définir les microorganismes méthanogènes et acétogènes. Nous utiliserons aussi le terme de « teneur en eau » ou de « saturation » pour définir le caractère humidifiant du lixiviat dans sa composante physique, mais pas biochimique.

### 3.1.1 Les phases de dégradation des DND

Quand les déchets sont placés dans un centre de stockage, la digestion anaérobie expliquée auparavant, au paragraphe 1.2.4 du chapitre 1, ne se produit pas immédiatement. Une période de quelques mois à quelques années est nécessaire pour la croissance des populations microbiennes méthanogènes.

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 (Barlaz et al. 1989b). Dans cette partie nous résumons la représentation de la dégradation en quatre phases (Barlaz et al. 1989b). 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.

#### 3.1.1.1 Phase 1: La phase aérobie

L'oxygène est présent dans les espaces vides quand les déchets sont stockés. Cet oxygène et celui de l'eau déclenchent la décomposition aérobie. Dans la phase aérobie l'oxygène puis les nitrates sont consommés et les sucres solubles servent de source de carbone à l'activité microbienne. Tous les groupes trophiques nécessaires à la méthanogénèse sont déjà présents dans les déchets jeunes (population cellulolitiques, acidogènes et méthanogènes). Le biogaz est composé de presque 100% de CO<sub>2</sub> dans cette phase.

La phase aérobie dure seulement quelques jours après la mise en stockage des déchets dans une ISDND et pendant cette phase l'humidité des déchets est généralement inférieure à leur capacité au champ. Comme les déchets jeunes sont stockés sur des déchets plus âgés, les caractéristiques des lixiviats issus de cette phase sont difficilement observables sur site. L'analyse du lixiviat généré par les déchets jeunes, obtenu en pilotes de laboratoire ou sur site, montre parfois des valeurs de Demande Chimique en Oxygène (DCO) d'environ de 10<sup>4</sup> à 10<sup>5</sup> mg/l.

Cette phase aérobie provoque une montée de température immédiatement après la mise en décharge des déchets qui peut atteindre un pic de 80 °C. Cette élévation de température est imputée aux réactions exothermiques de biodégradation réalisées par les microorganismes aérobies. La température va ensuite diminuer et se stabiliser aux environs de 30 °C à 40 °C (Lanini et al., 1997).

Cette première phase de décomposition aérobie des déchets favorise du fait de l'augmentation de température, la croissance ultérieure des populations microbiennes anaérobies. Cette phase a donc probablement une influence très positive sur le démarrage de la biodégradation du massif de déchets et sur l'établissement d'un régime méthanogène stable (Aguilar-Juarez et al., 1999). Il a été estimé que 5 à 15 % de la matière biodégradable était consommée lors de cette première phase de dégradation (INSA-IMFT, 1999), bien que celle-ci ne dure que quelques semaines (pour une couche de déchets donnée). Cette dégradation aérobie de la matière organique rapidement biodégradable pourrait toutefois entraîner une forte concentration en acides gras volatils (AGV) et peut dans certaines circonstances inhiber les phases ultérieures de biodégradation des déchets (Yuen, 1999).

### 3.1.1.2 Phase 2: La phase acide anaérobie

Dans cette phase, tout l'oxygène des déchets a été consommé et comme les déchets sont recouverts par une nouvelle couche de déchets plus jeunes, la phase anaérobie commence. Dans cette phase les acides carboxyliques sont accumulés, le pH diminue, on peut observer une très légère décomposition de la cellulose et de l'hémicellulose, ainsi que quelques pourcents de méthane dans la composition du biogaz. La première partie de cette phase est caractérisé par l'accumulation rapide des acides carboxyliques et la diminution du pH. En plus des acides carboxyliques, une énorme variété de composés organiques intermédiaires est aussi produite. La forte concentration en CO<sub>2</sub>, rapportée initialement par Farquhar et Rovers (1973) est le résultat de l'activité fermentative, comme la forte concentration en H<sub>2</sub>. CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub> sont produits essentiellement par la fermentation des sucres. Le méthane n'est en général pas détectable dans cette première partie de la phase acide.

La concentration en CO<sub>2</sub> et le pH diminuent et la concentration en méthane augmente avec la progression dans la phase acide. L'hydrolyse de la cellulose et de l'hémicellulose n'est pas compatible avec cette phase et il y a peu d'hydrolyse de la phase solide en général, probablement à cause de l'accumulation des acides carboxyliques et de l'inhibition de l'hydrolyse, à faible pH.

La production de méthane signale la fin de la deuxième phase et permet l'établissement de la phase suivante. La phase acide peut être présentée en trois étapes :

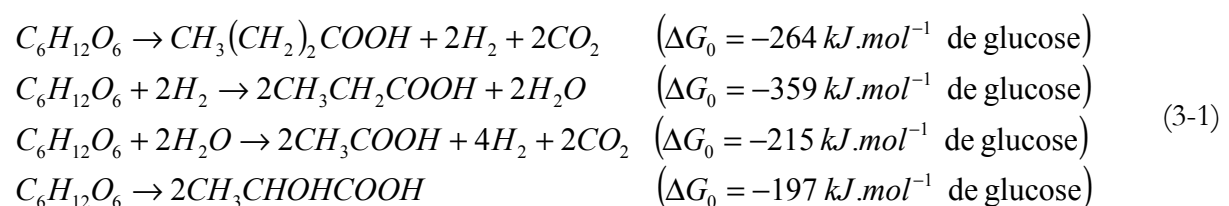
- **Hydrolyse**

Durant cette étape, les micro-organismes anaérobies et aérobies facultatifs produisent des enzymes extracellulaires qui hydrolysent les biopolymères (polysaccharides, lipides, protéines) en oligomères et monomères, hydrosolubles. Ainsi, les polysaccharides sont transformés en sucres simples, les matières grasses sous l'action d'exoenzymes particulières (les lipases) donnent des acides gras et du glycérol, produits de faible poids moléculaire assimilable par les micro-organismes. Enfin, les protéines sont transformées grâce à l'intervention d'enzymes (protéinases) qui vont catalyser la coupure des liaisons peptidiques et détruire ainsi l'arrangement moléculaire. Les protéines dégradées sont ensuite assimilées sous forme d'acides aminés ou sous la forme d'oligopeptides. De l'ammonium peut également être libéré. Cette phase permet aux micro-organismes de type fermentatif d'incorporer les nutriments (Christensen et Kjeldsen, 1989).

La phase d'hydrolyse peut se dérouler en aérobiose partielle. Le passage en anaérobiose se caractérise par une diminution du potentiel d'oxydoréduction et par une forte augmentation de la charge organique des lixiviats (DCO). Cette phase se fait lentement par rapport à l'acidogénèse, elle est donc l'étape limitant du processus de dégradation des déchets. Le taux d'hydrolyse est une fonction du pH, de la température, de la concentration des microorganismes et du type et de la taille des particules de matière organique (Pavlostathis et Giraldo-Gomez, 1991).

- **Acidogénèse**

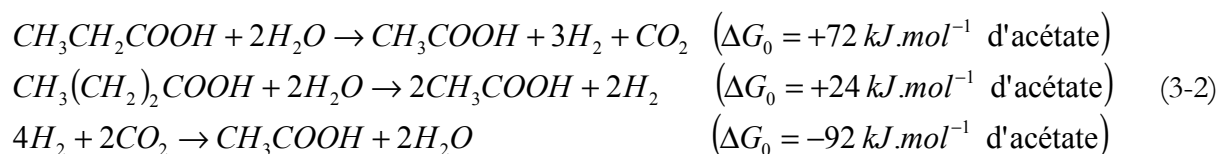
L'hydrolyse des polymères organiques conduit à la formation de monomères ou de produits de faible poids moléculaire. Ainsi, au cours de cette étape de la biodégradation des déchets, les sucres, les acides aminés et les acides gras obtenus à l'étape précédente sont transformés en alcools, en azote ammoniacal et en acides gras volatils (AGV) tels que l'acide acétique, propionique, butyrique ou valérique par des micro-organismes acidogènes. Les réactions de dégradation du glucose sont présentées comme suit (Vigneron, 2005) :



Les produits de l'hydrolyse peuvent aussi être transformés directement en acide acétique avec formation de dioxyde de carbone et d'hydrogène (acétogénèse). La teneur en acides gras volatils devient prépondérante dans la fraction organique des lixiviats (Coulomb *et al.*, 1998). Cette production d'acides entraîne une diminution du pH des lixiviats provoquant ainsi la dissolution des matières inorganiques. Pendant cette phase, la demande chimique en oxygène (DCO) augmente (Quasim et Burchinal, 1970).

- **Acétogénèse**

Lors de la troisième étape de la phase acide anaérobie, des micro-organismes acétogènes utilisent les AGV 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) :

- les homo-acétogènes qui produisent essentiellement de l'acétate à partir du CO<sub>2</sub> et du H<sub>2</sub> (dernière relation de l'Equation 3-2),
- 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<sub>2</sub>, le H<sub>2</sub> et les substrats organiques.

La croissance des microorganismes acétogènes nécessite une très basse pression partielle en H<sub>2</sub> (< 10<sup>-4</sup> atm) pour rendre la production d'acétate thermodynamiquement possible (Barlaz *et al.*, 1990). Il faut donc une syntrophie très étroite entre les microorganismes acétogènes, qui produisent de l'hydrogène, et les autres microorganismes capables de consommer l'hydrogène produit (méthanogènes, sulfato-réducteurs). Cette phase est une étape clé de la digestion anaérobie. Tout dysfonctionnement à ce niveau risque de se traduire par une accumulation d'hydrogène et d'AGV associée à une baisse importante du pH, le tout entraînant une inhibition de l'étape suivante de méthanogénèse.

### 3.1.1.3 Phase 3: La phase méthanogène accélérée

Pendant cette phase il y a une forte augmentation de la production de méthane qui atteint ses valeurs maximum. 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.

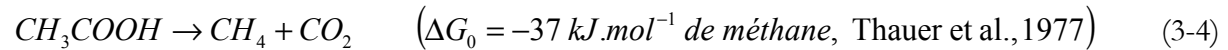
70 % du méthane est issu de la conversion de l'acétate (Jeris et McCarty 1965; Mah et al. 1977; Wolfe 1982; Gujer et Zender 1983 ; El-Fadel et al., 1996).

Les réactions microbiennes aboutissant à la production de méthane sont en général exothermiques (El Fadel et al. 1996) mais ne permettent pas toutes de libérer la même quantité d'énergie, ce qui rend certaines réactions plus favorables que d'autres dans certaines conditions environnementales (Schink, 1997). Les réactions méthanogènes peuvent être présentées comme suit pour les trois types de microorganismes méthanogènes (Vigneron, 2005) :

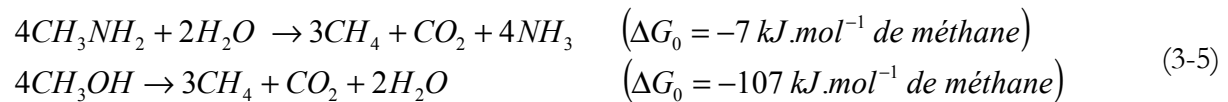
- Les hydrogénophiles transforment l'hydrogène et le dioxyde de carbone en méthane (Methanosarcina, Methanobacterium, Methanococcus) selon la réaction :



- Les acétoclastes qui transforment l'acide acétique en méthane et en dioxyde de carbone (Methanosarcina, Methanosaeta) selon la réaction :



- Les méthylotrophes qui transforment le méthanol ou le méthylamine en méthane et en dioxyde de carbone (Methanosarcina) selon la réaction :



Nous présentons dans la dernière partie de ce chapitre les différentes valeurs d'énergie libérée proposées dans la littérature pour les réactions méthanogènes.

#### 3.1.1.4 Phase 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 100mg/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 (Barlaz et al. 1989) qui entraînent la formation de molécules complexes du type acides humiques et fulviques (Lagier, 2000 ; Labanowski, 2004).

Le taux de production de méthane diminue malgré que la concentration en CO<sub>2</sub> et méthane reste constante à 40% et 60%, respectivement. Le taux de décomposition de la cellulose et de l'hémicellulose dans cette phase est le plus élevé de toutes les phases. L'hydrolyse de la phase solide contrôle le taux de production de méthane puisqu'il n'y a alors plus d'accumulation d'acides carboxyliques qui sont immédiatement consommés. Dans les autres phases de décomposition des déchets, l'hydrolyse de la cellulose et de l'hémicellulose conduisait à l'accumulation des acides carboxyliques. Dans la quatrième phase où le taux d'hydrolyse des polymères augmente, aucune accumulation n'est observée (Barlaz et al, 1989).

Cette phase de stabilisation est longue à se mettre en place. Aucun paramètre à lui seul ne semble permettre de vérifier la stabilisation d'un massif de déchets (François, 2004). La dégradation d'un déchet est en général associée à l'obtention de paramètres stables (DCO, production de méthane). La dégradation peut être suivie par des tests de production de méthane (Townsend et Miller, 1996), par l'évaluation de la matière volatile (Attal et al., 1992), par l'évaluation des tassements (Warith et al., 1999), ainsi que par des analyses de cellulose, hémicellulose et lignine (Mehta et al., 2002). L'évolution du rapport cellulose plus hémicellulose sur lignine est en effet un bon indicateur du degré de décomposition d'un déchet et du potentiel méthanogène résiduel (Bookter et Ham, 1982 ; Wang et al., 1994).

### 3.1.2 Les paramètres et processus clés du modèle de dégradation

Dans le cadre des objectifs de cette thèse et pour développer un modèle numérique capable de reproduire le comportement hydro-thermo-biologique des déchets dans un bioréacteur, nous considérons une ISDND- bioréacteur comme un milieu poreux où il y a production de biogaz et



de chaleur. Ce milieu poreux hétérogène (par la composition des déchets, leur teneur en eau et la taille des composants) est constitué de trois phases principales: la phase solide constituée par les déchets, la phase liquide qui est le lixiviat et la phase gazeuse qui est le biogaz considéré comme un mélange de méthane et de dioxyde de carbone dans la phase anaérobie méthanogène. Les paramètres clés, les processus et mécanismes à prendre en compte pour ce modèle sont :

- l'humidité
- la température
- la biodégradation
- la recirculation de lixiviat
- l'effet de l'humidité et de la recirculation de lixiviat sur la température

La recirculation de lixiviat est réalisée soit par des tranchées ou brins horizontaux soit par des puits verticaux. La dégradation des déchets solides à travers les processus biologiques et les réactions chimiques conduit à la production de biogaz et à la production de chaleur. Cette dégradation de la phase solide est accompagnée de tassements et déformations des déchets et de variations des paramètres hydrauliques, biologiques et thermiques. La prise en compte de tous les phénomènes et processus intervenant dans un bioréacteur n'est ni optimale ni possible et les modèles numériques doivent rester simples. Dans notre modèle nous considérons que le milieu est indéformable. Nous considérons la phase anaérobie de dégradation et une seule population microbienne, les microorganismes méthanogènes. Nous allons examiner ces paramètres et processus plus en détail.

### 3.1.2.1 L'humidité

L'humidité des déchets est un facteur déterminant dans les cinétiques de dégradation et donc de production de gaz. Nombre d'auteurs ont montré qu'en deçà d'une certaine teneur en eau les populations microbiennes ne peuvent pas se développer correctement et toute production gazeuse devient alors quasiment inexistante (10 à 20% par rapport à la masse totale humide pour Schulze, 1961 ; Haug, 1993 ; Palmisano et Barlaz, 1996; 25 à 30% pour Buivid et al., 1981 ; Noble et al., 1991 ; Gurijala et Sufliya, 1993). Cette humidité minimale correspond à une quantité d'eau vitale aux microorganismes actifs de la dégradation. Elle peut être également considérée telle une fine pellicule d'eau entourant les particules solides de la matrice poreuse, nécessaire à la mobilité et à la diffusion des bactéries (Aran, 2000). Au dessus de cette humidité minimale, la production de biogaz ne cesse d'augmenter avec la teneur en eau des déchets. Nous présentons au paragraphe 3.1.3, les modèles qui existent dans la littérature pour décrire l'augmentation de la dégradation et de la production de biogaz en fonction de la teneur en eau, mais il paraît encore difficile d'établir des modèles théoriques de production de biogaz en fonction de l'humidité sans tenir compte de la composition des déchets.

### 3.1.2.2 La température

La température est l'un des paramètres les plus importants pour la dégradation anaérobie et la stabilisation des déchets. Malgré l'importance de ce paramètre 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 (Yesiller et al, 2005).

La température est l'un des facteurs clés pour le taux d'hydrolyse des déchets (Veeken et al., 1999) et la production de biogaz puisqu'elle détermine la nature des populations microbiennes actives pendant la dégradation des déchets et contrôle de ce fait les vitesses des cinétiques biochimiques (Aran, 2000 ; Rosso et al. 1993). Selon la température atteinte par le milieu, on considère en général trois grandes familles de populations microbiennes:

- Les psychrophiles ( $T < 20^{\circ}\text{C}$ )
- Les mésophiles ( $20^{\circ}\text{C} < T < 44^{\circ}\text{C}$ )
- Les thermophiles ( $T > 44^{\circ}\text{C}$ )

Les températures mesurées dans les décharges semblent indiquer que l'activité biologique concerne essentiellement les domaines mésophile et thermophile. Pour chacune de ces populations, il existe une température optimale de croissance au delà de laquelle l'activité peut être complètement inhibée. La température optimale mesurée en laboratoire est de  $17^{\circ}\text{C}$  pour les psychrophiles,  $35\text{-}40^{\circ}\text{C}$  pour les mésophiles et  $50\text{-}60^{\circ}\text{C}$  pour les thermophiles (Tchobanoglous et al., 1993; Cecchi et al., 1993). La production maximum de biogaz a été identifiée en laboratoire avec des températures optimales de  $34^{\circ}\text{C}$  et  $45^{\circ}\text{C}$  par DeWalle (1978), Hartz et al. (1982) et Mata-Alvarez et Martinez-Viturtia (1986). Une température optimale pour la production de biogaz a été signalée par Rees (1980 a, b), dans une installation de stockage en Angleterre. Les températures supérieures à  $70^{\circ}\text{C}$  risquent de bloquer les processus de dégradation des déchets et la méthanogénèse (Lanini, 1998). Jung et al. (2006) ont montré que le taux de dégradation anaérobie et de production de biogaz et de méthane dans les digesteurs thermophiles (à  $55^{\circ}\text{C}$ ) est supérieur aux digesteurs mésophiles (à  $30^{\circ}\text{C}$ ).

La température maximum d'une ISDND peut atteindre  $70^{\circ}\text{C}$  et  $85^{\circ}\text{C}$  dans la phase anaérobie et aérobie, respectivement (Dach and Jager, 1995).

La température semble influencer la dégradation des déchets solides de deux façons : l'effet à court terme sur les taux de réaction et l'effet à long terme sur l'équilibre des populations microbiennes (Hartz et al., 1982). Elle influence aussi le tassement en changeant les caractéristiques mécaniques des déchets (Lamothe and Edgers 1994).

Yessiler *et al.* (2005) ont déterminé la distribution spatiale et temporelle de la température des déchets dans quatre installations de stockage de déchets dans le Michigan, au Nouveau Mexique, en Alaska, et en Colombie Britannique. La température des déchets situés dans les couches superficielles (de 6 à 8m) et près du bord des casiers confirme l'effet des variations de la température extérieure sur la température des déchets. Une température constante ( $23\text{-}57^{\circ}\text{C}$ , dépendant de la température de l'air et du sol) est observée à partir des couches médianes jusqu'au fond des casiers. Ces résultats soulignent le rôle des paramètres thermiques des dispositifs de couvertures et d'étanchéité de fond dans la température des installations de stockage des déchets. La température diminue au fond des casiers, restant toujours supérieure à celle du sol. Le gradient thermique varie entre  $-30^{\circ}\text{C}/\text{m}$  et  $+22^{\circ}\text{C}/\text{m}$  avec une moyenne de moins de  $5^{\circ}\text{C}/\text{m}$ .

Gartung et al., (1999) et Lefebvre et al., (2000) ont instrumenté des sections verticales et horizontales dans des installations de stockage. Le gradient thermique le plus fort a été observé à proximité de la surface et le plus faible en fond de site, dans une section verticale. Dans la section horizontale, le gradient diminue en s'approchant du cœur des massifs.

Augenstein et al. (2008) ont mesuré la production de méthane dans le bioréacteur de Yolo County en Californie. Leurs résultats montrent que la production de méthane suit un cycle sinusoïdal journalier qui est très probablement lié aux variations de la température dans un cycle jour-nuit. Ces résultats peuvent indiquer que la température influence directement la production de biogaz dans un centre de stockage de déchets.

### 3.1.2.3 La biodégradation

Nous avons présenté, dans le chapitre 1 ainsi que dans le paragraphe 3.1.1, les différentes étapes de dégradation anaérobie de la matière organique en général et les différentes phases de dégradation des déchets. Dans notre modèle nous nous concentrons sur la dégradation anaérobie, en absence d'oxygène, des déchets ménagers (déchets non dangereux) et la production de méthane dans la phase méthanogène.

### 3.1.2.4 La recirculation du lixiviat

De nombreuses études ont montré que la recirculation de lixiviat augmente l'activité biologique, en particulier méthanogène, et la dégradation des déchets (Barlaz et al., 1990). Cette augmentation de l'activité biologique est plus le résultat de la répartition du lixiviat au sein du massif de déchets que l'augmentation stricte de la teneur en eau (Klink and Ham, 1982).

La recirculation de lixiviat améliore les conditions de la dégradation des déchets, comme le pH et la température (Eliassen, 1942; Rees, 1980; Buivid et al., 1981; Townsend et al., 1996; Wreford et al., 2000; San et Onay, 2001).

Gurijala and Sulfito (1993) ont proposé un teneur en eau entre 50-60% comme la meilleure valeur pour la phase méthanogène. La recirculation de lixiviat peut entraîner l'augmentation de la DCO du lixiviat (Miller and Townsend, 1995). Cette augmentation de la DCO peut être attribuée à l'accélération de l'hydrolyse des déchets en présence d'eau et aussi à la dilution des AGV qui peuvent inhiber l'hydrolyse (McCreanor, 1998). McCreanor (1998) résume l'effet de la recirculation de lixiviat en cinq parties selon les travaux des différents auteurs (Robinson et Maris, 1985 ; Lema, 1988 ; Pohland, 1989) :

- Répartition des nutriments
- Tampon de pH
- Dilution des inhibiteurs (AGV)
- Recirculation et distribution des populations méthanogènes
- Modification de la composition du lixiviat

### 3.1.2.5 L'effet de l'humidité et de la recirculation de lixiviat sur la température

Koerner et al. (2006) a comparé les données de température au fond et en couverture d'un centre de stockage de déchets ménagers à faible teneur en eau et ceux d'un bioréacteur anaérobie à teneur en eau assez élevée. Ses résultats montrent que la température d'un bioréacteur est de 10 à 15°C supérieure à celle d'un centre de stockage traditionnel et sec.

Townsend et al. (1996) a signalé que la température des déchets récupérés dans les zones humides de réinjection de lixiviat se situe entre 45 et 50°C. Mehta et al. (2002) a étudié deux casiers : un témoin (sec) et un test (avec recirculation de lixiviat) dans l'installation de Yolo County en Californie. Il a observé que la température a augmenté dans les deux casiers jusqu'à 50-55°C, mais s'est stabilisée à 25-32°C dans le casier témoin. Par contre dans le casier test humide, la température a augmenté avec le démarrage de la recirculation de lixiviat et s'est stabilisée à 35°C au fond et à 40°C au cœur et dans les couches superficielles. Kumar et al. (2008) a étudié l'effet de la recirculation de lixiviat dans les déchets dans un bioréacteur en Floride (New River Regional Landfill). La température initiale mesurée aux différentes profondeurs est de 53, 51 et 42°C en fond, au milieu et en surface du casier respectivement. La température diminue dans un premier temps avec la recirculation de lixiviat, comme le lixiviat est en général plus froid. Elle augmente avec un taux de 5°C par an suite à l'activité biologique, déclenchée par la recirculation de lixiviat. Yoshida et al. (1997) ont modélisé les variations de température en considérant la production et le transfert de chaleur générée par la dégradation biologique des déchets. Ils ont amélioré leurs résultats en passant d'un modèle 1D à un modèle de 3D en 1999.

Rowe (1998) a aussi étudié la température dans un centre de stockage et a conclu que l'humidité est le facteur le plus important de la dégradation des déchets et de l'augmentation de température dans un centre de stockage.

### 3.1.3 Les modèles de type I et de type II

Nous classons les modèles de dégradation et de production de biogaz en deux types généraux : modèles de type I et modèles de type II. Dans les deux types de modèles, 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 expliqués auparavant au 3.1.1 (Figure 3-1).

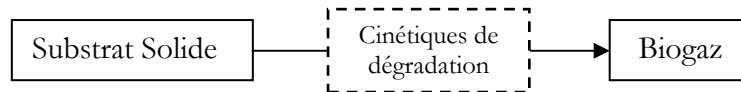


Figure (3-1) Un modèle de dégradation et de production de biogaz de type I

Par contre, un modèle de type II considère la production des AGV solubles à partir de la dégradation des déchets solides, ainsi que le rôle des microorganismes acétogènes et méthanogènes dans la production de biogaz à partir des AGV (Figure 3-2). Aucun de ces deux types de modèles ne considère les microorganismes fermentatifs participant à la phase d'hydrolyse et d'acidogénèse.

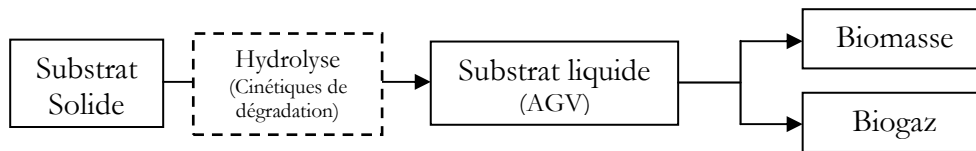


Figure (3-2) Un modèle de dégradation et de production de biogaz de type II (forme générale)

Dans la première partie de ce chapitre nous présentons d'abord les modèles de type I et l'étude bibliographique qui a été réalisé. Ensuite nous présentons le modèle de type I que nous avons développé. Dans la deuxième partie nous présentons d'abord les modèles de type II de la littérature et ensuite le modèle de type II que nous avons développé. Dans la troisième partie de ce chapitre nous présentons une étude bibliographique sur les différents paramètres des deux modèles de type I et de type II.

## 3.2 Modèles de dégradation et de production de gaz de type I : Cinétiques de dégradation de premier ordre

### 3.2.1 Dégradation des fractions biodégradables des déchets

La dégradation des déchets est une conséquence de la décomposition des matériaux organiques des déchets qui cause la perte de volume et le tassement des déchets. Pendant la phase d'hydrolyse des déchets, les matières organiques se transforment en composantes solubles comme les acides aminés, les acides gras et le glycérol qui sont plus dégradables. Les cinétiques de première ordre sont largement utilisés dans les modèles de dégradation parce qu'elles sont faciles à calculer même s'il n'y a pas assez de données.

Un 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 (Aran, 2000). Findikakis et al. (1979), Arigala et al. (1995) et El Fadel et al. (1996) 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:

$$\frac{dA_i}{dt} = f(A_i, \omega), \quad (3-6)$$

où  $A_i$  est la fraction  $i$  du déchet ( $i = 1$  rapidement,  $i = 2$  : moyennement et  $i = 3$  : lentement biodégradable) et  $\omega$  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 Linch (1982) ont proposé un modèle de dégradation qui dépend de la teneur en eau du déchet de la façon suivante:

$$\frac{dA_i}{dt} = A_i \cdot k'_h, \quad (3-7)$$

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. (1987) 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:

$$k_h = \omega \cdot k'_h, \quad (3-8)$$

Dans ce cas on peut écrire l'équation (3-7) comme suit, où  $A_{i0}$  est la fraction biodégradable initiale et  $t$  et le temps:

$$A_{it} = A_{i0} \cdot \exp(-k'_h t) \quad (3-9)$$

Nous avons écrit dans le chapitre 1 que l'humidité des déchets est le facteur déterminant dans les cinétiques de dégradation des déchets. Nombre d'auteurs ont montré qu'une teneur en eau minimum est nécessaire à la dégradation des déchets (10 à 20% par rapport à la masse totale humide pour Schulze, 1961 ; Haug ,1993 et Palmisano et Barlaz, 1996; 25 à 30% pour Buivid et al., 1981 ; Noble et al., 1991 ; Gurijala et Suflita, 1993; 20-35% pour McCreanor et al., 1996). L'importance de ce paramètre à conduit certains auteurs à proposer des fonctions de teneur en eau pour considérer les variations du taux de dégradation avec l'humidité des déchets.

On peut trouver deux types de fonction de teneur en eau  $f(\omega)$  dans la littérature. L'un est basé sur l'hypothèse que le taux de dégradation augmente et reste à un maximum à partir d'une teneur en eau minimum (Gil Diaz, 1995). L'autre est basé sur l'hypothèse que la production de biogaz diminue à partir d'une teneur en eau proche de la saturation (Rees, 1980 ; Jokela et al., 1999 ; Aran, 2000). Les deux fonctions sont présentées ci-dessous:

La fonction d'humidité proposée par Gil Diaz (1995):

- $f(\omega) = 0$  pour  $\omega < 20\%$
- $f(\omega) = (\omega - 20)/15$  pour  $20 < \omega < 35\%$
- $f(\omega) = [0.1 + 0.9(\omega - 35)]/40$  pour  $35 < \omega < 75\%$
- $f(\omega) = 1$  pour  $\omega > 75\%$

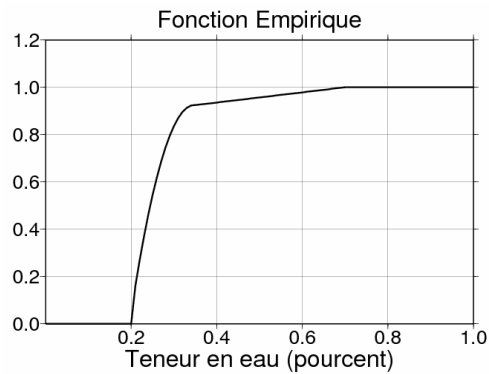


Figure (3-3) Fonction empirique d'humidité (Gil Diaz, 1995)

La fonction d'humidité proposée par Aran (2000):

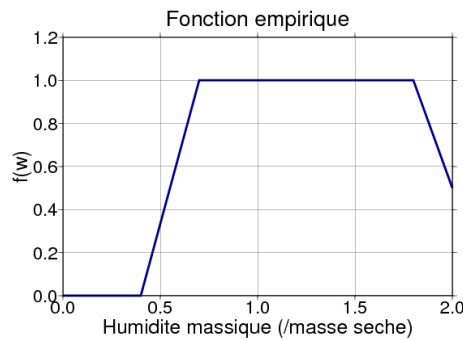


Figure (3-4) Fonction empirique d'humidité (Aran, 2000)

### 3.2.2 La production de biogaz

La production de biogaz dépend de différents paramètres comme la composition des déchets, la teneur en eau, la température et la densité du milieu qu'il faut prendre en compte dans les modèles cinétiques de production de biogaz (Manna 1999). La 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 (1983). Cette loi fonctionne mal pour les premières années de dégradation d'un déchet jeune mais s'applique très bien à la phase anaérobie (Finidikakis et al. 1987):

$$\alpha_b = C_{Tb} \frac{dA_i}{dt} \quad (3-10)$$

où  $C_{Tb}$  est le potentiel de production de biogaz en  $m^3/Kg_{wastes}$  et  $\alpha_b$  est le taux de génération de biogaz. La production de chaleur est obtenue à partir du taux de production de méthane:

$$\alpha_q = \frac{H}{2M_b} \cdot \alpha_b, \quad (3-11)$$

où  $H$  est l'énergie libérée par mole de méthane produit et  $M_b$  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.

### 3.2.3 Développement d'un nouveau modèle de type I

Nous avons développé un modèle de dégradation de type I en modifiant l'équation (3-9) pour considérer l'effet des variations de saturation dans les cinétiques de dégradation. Comme nous avons déjà écrit, 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  $t + \partial t$  est obtenue avec la formulation suivante:

$$A_i(t + \partial t) = A_i(t) \cdot \exp(-\lambda_i(S_i, T) \times \partial t), \quad (3-12)$$

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:

$$\lambda_i(T) = k_{hi} \exp(-Ea_i / RT), \quad (3-13)$$

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

$$\lambda_i(S_i, T) = f(S_i) \times k_{hi} \exp(-Ea_i / RT), \quad (3-14)$$

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) 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.

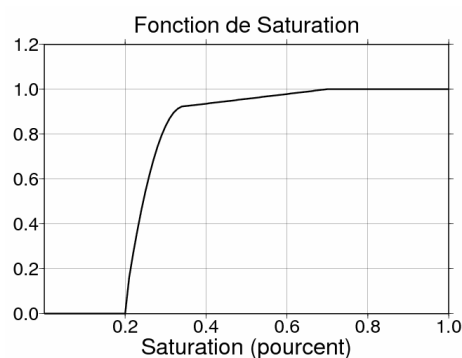


Figure (3-5) Fonction de saturation

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 biodégradable du déchet, est la somme des productions de biogaz de chaque fraction biodégradable:

$$\alpha_b = \sum_{i=1}^3 C_{Tb} \frac{A_i(t+dt) - A_i(t)}{dt}. \quad (3-15)$$

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

$$\alpha_q = \left( \sum_{i=1}^3 C_{Tb} \frac{A_i(t+dt) - A_i(t)}{dt} \right) \times \frac{H}{2.M_b} \quad (3-16)$$

### 3.3 Modèles de dégradation de type II : Utilisation d'un modèle de croissance des microorganismes

Toutes les observations de site et les résultats des simulations numériques nous montrent qu'un modèle de dégradation et de production de biogaz de type I sans considérer d'activité microbienne ne peut pas reproduire le comportement thermique des bioréacteurs observé sur site (chapitre cinq). 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 que nous avons développé.

#### 3.3.1 Modèle d'El-Fadel (1996)

Les premiers efforts de modélisation de la production de méthane à partir de déchets sont basés sur la description mathématique de l'écoulement du biogaz et sur des fonctions empiriques simplifiées pour le taux de production de méthane (Findikakis et Leckie 1979; Findikakis et al. 1988). Halvadakis (1983) 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<sub>2</sub>) 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 (1996) 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.

##### 3.3.1.1 Production de biogaz

La production de biogaz dans le modèle d'El-Fadel est basée sur l'utilisation du modèle de Monod (1942, 1949, 1950) 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 (Pfeffer 1974, Tsao 1984; McCarty et al. 1986). Des cinétiques de premier ordre sont utilisées pour représenter l'hydrolyse des composants biodégradables:

$$\frac{dC_{(S)i}}{dt} = -k_{hi}C_{(S)i}$$

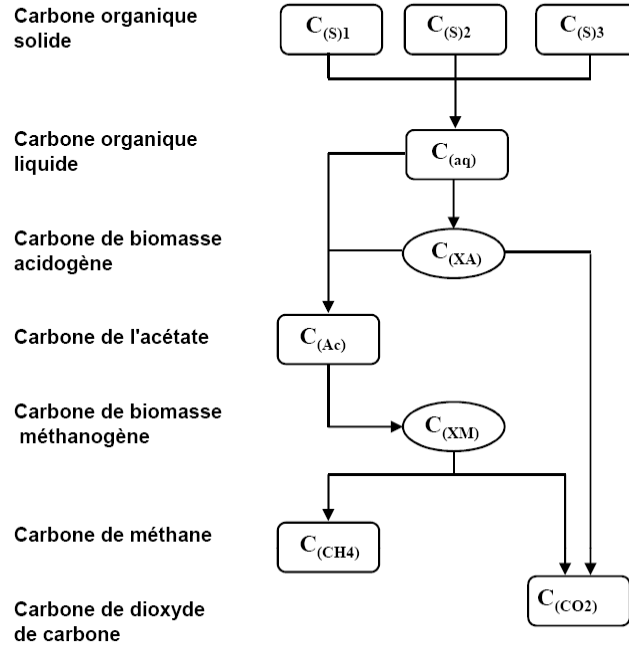
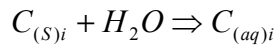


Figure (3-6) Modèle d'El-Fadel (1996) basé sur le modèle de Monod pour la croissance microbienne

où  $k_{hi}$  est la constante cinétique de premier ordre du composant  $i$  ( $j^{-1}$ ),  $C_{(S)i}$  est la teneur en carbone organique solide du composant  $i$  ( $kg/m^3$ ) et  $C_{(aq)i}$  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.

$$\dot{C}_{(S)i} = -\sum_{i=1}^3 (k_{hi} C_{(S)i})$$

Solide organique

$$\dot{C}_{(aq)} = \sum_{i=1}^3 (k_{hi} C_{(S)i}) - \left( \frac{\mu_A}{Y_A} \right) \left( \frac{C_{(aq)}}{K_{S_A} + C_{(aq)}} \right) \cdot C_{(X_A)}$$

Liquide organique

$$\dot{C}_{(X_A)} = \left[ \left( \frac{\mu_A C_{(aq)}}{K_{S_A} + C_{(aq)}} \right) - K_{d_A} \right] \cdot C_{(X_A)}$$

Biomasse acidogène

$$\dot{C}_{(X_M)} = \left[ \left( \frac{\mu_M C_{(Ac)}}{K_{S_M} + C_{(Ac)}} \right) - K_{d_M} \right] \cdot C_{(X_M)} \quad \text{Biomasse méthanogène}$$

$$\dot{C}_{(Ac)} = Y_{HAc} \left[ (1 - Y_A) \left( \frac{\mu_A}{Y_A} \right) \left( \frac{C_{(aq)}}{K_{S_A} + C_{(aq)}} \right) + K_{d_A} \right] \cdot C_{(X_A)} \quad \text{Acétate}$$

$$- \left[ \left( \frac{\mu_M}{Y_M} \right) \left( \frac{C_{(Ac)}}{K_{S_M} + C_{(Ac)}} \right) \right] \cdot C_{(X_M)}$$

$$\dot{C}_{(CH_4)} = Y_{CH_4} \left[ (1 - Y_M) \left( \frac{\mu_M}{Y_M} \right) \left( \frac{C_{(Ac)}}{K_{S_M} + C_{(Ac)}} \right) + K_{d_M} \right] \cdot C_{(X_M)} \quad \text{Méthane}$$

$$\dot{C}_{(CO_2)} = (1 - Y_{HAc}) \left[ (1 - Y_A) \left( \frac{\mu_A}{Y_A} \right) \left( \frac{C_{(aq)}}{K_{S_A} + C_{(aq)}} \right) + K_{d_A} \right] \cdot C_{(X_A)} \quad \text{Dioxyde de carbone}$$

$$+ (1 - Y_{CH_4}) \left[ (1 - Y_M) \left( \frac{\mu_M}{Y_M} \right) \left( \frac{C_{(Ac)}}{K_{S_M} + C_{(Ac)}} \right) \right] \cdot C_{(X_M)}$$

Où  $C_{(S)_i}$  est la teneur en carbone solide ( $kg/m^3$ ),  $i=1, 2, 3$ ,  $C_{(aq)}$  est la concentration en carbone dissous ( $kg/m^3$ ),  $C_{(X_M)}$  est la concentration en biomasse méthanogène ( $kg/m^3$ ),  $C_{(X_A)}$  est la teneur en carbone de l'acétate ( $kg/m^3$ ),  $C_{(CO_2)}$  est la teneur en dioxyde de carbone ( $kg/m^3$ ),  $C_{(CH_4)}$  est la teneur en méthane ( $kg/m^3$ ),  $Y_A$  est la masse de biomasse acidogène produite par masse de carbone utilisé ( $kg/kg$ ),  $\mu_A$  est le taux de croissance spécifique maximum de la biomasse acidogènes ( $j^{-1}$ ),  $K_{S_A}$  est la constante de demi-concentration en substrat pour la biomasse acidogène ( $kg/m^3$ ),  $K_{d_A}$  est la constante de mortalité de la biomasse acidogène ( $j^{-1}$ ),  $Y_M$  est la masse de la biomasse méthanogène produite par masse d'acétate utilisé ( $kg/kg$ ),  $\mu_M$  est le taux de croissance spécifique maximum de la biomasse méthanogène ( $j^{-1}$ ),  $K_{S_M}$  est la constante de demi-concentration en substrat pour la biomasse méthanogène ( $kg/m^3$ ),  $K_{d_M}$  est la constante de mortalité de la biomasse méthanogène ( $j^{-1}$ ),  $Y_{AC}$  et  $Y_{CH_4}$  sont les coefficients de rendement de carbone de l'acétate et du méthane ( $kg/kg$ ), respectivement. Le coefficient de rendement de l'acétate,  $Y_{AC}$  est assumé égale à 0,9 (El-Fadel et al., 1996). Le coefficient de rendement du méthane,  $Y_M$  est choisi entre 0,6-0,7 (Jeris et McCarty, 1965; Mah et al., 1977; Wolfe, 1982; Gujer et Zender, 1983). Il est supposé que les déchets contiennent deux populations microbiennes, acidogène et méthanogène. La croissance nette de chaque population microbienne est caractérisée par quatre constantes bio-cinétiques ( $K_S$ ,  $K_d$ ,  $\mu$  et  $Y$ ). Les observations expérimentales indiquent que certaines constantes bio-cinétiques varient avec la température (Guger et Zehnder 1983 ; El-Fadel et al., 1996).

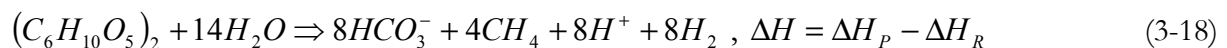
La loi d'Arrhenius, basée sur l'hypothèse d'une énergie d'activation constante est la relation la plus utilisée pour estimer les variations des constantes de cinétique avec la température (Pfeffer 1974; Bryers 1984; McCarty et al. 1986; Pavlostathis et al. 1988; Tong et McCarty 1989; Tong et al. 1990):

$$P_B = \alpha_B \exp\left(-\frac{E_B}{RT}\right) \quad (3-17)$$

où  $\alpha_B$  est une constante et  $E_B$  est l'énergie d'activation (kcal mol<sup>-1</sup>).  $P_B$  est la constante de cinétique utilisée dans le modèle ( $K_s$ ,  $K_d$ ,  $\mu$  et  $Y$ ).  $\alpha_B$  et  $E_B$  sont en général déterminés expérimentalement et  $\alpha_B$  est exprimé avec la même unité que la constante cinétique correspondante. Par contre, les données expérimentales pour la constante de cinétique d'hydrolyse des déchets ne sont pas disponibles dans la littérature. Dans ce cas la constante de cinétique d'hydrolyse est déterminée par l'analyse inverse (El-Fadel et al., 1996). Il faut noter qu'une température supérieure à 70°C est très rare dans les systèmes que nous modélisons et que la production de biogaz s'arrête à des températures légèrement supérieures aux valeurs optimales qui ne dépassent jamais 70°C (El-Fadel et al., 1996). La loi (3-17) n'est donc pas applicable aux températures supérieures à 70°C.

### 3.3.1.2 Production de chaleur

La production de chaleur pendant la dégradation des déchets dépend de la chaleur produite par toutes les réactions biochimiques. Il n'est pas possible de considérer toutes les réactions de l'hydrolyse des fractions solides à la production de biogaz, dans un modèle (El-Fadel 1991). Il est cependant possible de connaître les valeurs de l'enthalpie de chaque réaction. La réaction pour laquelle il y a le plus d'incertitude concernant l'enthalpie est l'hydrolyse (El-Fadel et al., 1996). On estime en général l'enthalpie de la réaction en utilisant l'équation suivante :



Où  $\Delta H$  est l'enthalpie de la réaction (kcal),  $\Delta H_p$  est l'enthalpie des produits (kcal) et  $\Delta H_R$  est l'enthalpie des réactifs (kcal). Les valeurs d'enthalpie des productions et réactions sont présentées dans le Tableau 3-1. La chaleur obtenue est de 244,5kcal par mole de matière organique convertie et de 61kcal par mole de méthane produit. L'enthalpie nette de la réaction est d'environ 26 kcal (108 KJ) par mole de méthane produit.

Tableau 3-1 Enthalpie nette de chaque réaction

Réactants	$\Delta H_R$ (kcal)	Produits	$\Delta H_p$ (kcal)
$(C_6H_{10}O_5)_2$	-532.5	$HCO_3^-$	-165.20
$H_2O$	-68.3	$CH_4$	21.28
		$H^+$	0.00
		$H_2$	-1.00

El-Fadel a considéré dans son modèle une production de chaleur à partir de la production d'acide acétique:

$$\alpha = \omega_{ch} [\dot{C}_{(AC)}], \quad (3-19)$$

où  $\omega_{ch}$  est la chaleur nette produite (kcal / kg).

### 3.3.2 Modèle de Vavilin (2000, 2002)

Ce modèle biologique est basé sur un modèle simplifié de Monod et considère l'hydrolyse de la phase solide et la production de biogaz et de biomasse à partir des AGV, produit par dégradation de la phase solide, par les enzymes extracellulaires (Schlegel, 1993). Comme le modèle d'El-Fadel, des cinétiques de premier ordre sont utilisées pour représenter l'hydrolyse des fractions solides biodégradables:

$$\begin{aligned} \frac{dA}{dt} &= -\sum_{i=1}^3 [A_i \cdot \lambda_i(T) \cdot fs(A_s)] && \text{Solide organique} \\ \frac{dA_s}{dt} &= -\beta \frac{dA}{dt} - \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s) \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X - \frac{dX}{dZ} && \text{Acide Gras Volatil (AGV)} \\ \frac{dX}{dt} &= Y \cdot \left( \rho_{App} \cdot gs(A_s) \cdot \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \cdot X \right) - K_{mort} \cdot X - \alpha_X \frac{dX}{dZ} && \text{Biomasse} \\ \frac{dB}{dt} &= (1 - Y) \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s) \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X && \text{Biogaz (Méthane et Dioxyde de carbone)} \end{aligned}$$

où  $\beta$  est un coefficient stœchiométrique et  $\alpha_X$  est la proportion de biomasse déplacée par l'écoulement de liquide, X est la concentration en biomasse méthanogène,  $K_{S_A}$  est la constante de demi-concentration en substrat ( $kg/m^3$ ),  $K_{mort}$  est la constante de mortalité de la biomasse méthanogène ( $j^{-1}$ ), Y est le coefficient de rendement en biomasse méthanogène de l'acétate ( $kg/kg$ ) et  $\mu_{App}$  est le taux de croissance spécifique maximum de la biomasse méthanogène ( $j^{-1}$ ).  $fs(A_s)$  et  $gs(A_s)$  sont les termes d'inhibition de l'hydrolyse et de la méthanogénèse, respectivement, en fonction de la concentration en AGV (Veeken et al. 1999), comme nous l'avons expliqué précédemment:

$$\text{Hydrolyse :} \quad fs(A_s) = \frac{1}{1 + \left\{ \frac{A_s}{k_{inh1}(1 + k_a/Hb)} \right\}^2}, \quad (3-20)$$

$$\text{Méthanogénèse :} \quad gs(A_s) = \frac{1}{1 + \left\{ \frac{A_s}{k_{inh2}(1 + k_a/Hb)} \right\}^2},$$

où  $A_s$  est la concentration en AGV produite par hydrolyse du substrat solide,  $k_a$  est la constante de dissociation,  $Hb$  est la constante de proton et  $k_{inh1}$  et  $k_{inh2}$  sont les constantes d'inhibition de l'hydrolyse et de la méthanogénèse, respectivement.

### 3.3.3 Modèles de croissance des microorganismes

De nombreuses études montrent que la température influence l'activité microbienne (Heijnen et al. 1992 ; Battely, 1999 ; Daverio et al., 2002). Daverio et al. (2002) montrent que l'activité des microorganismes mésophiles diminue de 57% à 20°C par rapport à 35°C. L'importance de la température pour la croissance microbienne a conduit la publication de nombreux modèles de croissance (Hinshelwood, 1946 ; Mohr et Krawiec, 1980 ; Esener et al. 1981 ; Schoolfield et al., 1981 ; Ratkowsky et al., 1982 et 1983 ; Lobry et al., 1991 ; Rosso et al. 1993). Le modèle le plus utilisé dans le domaine de la microbiologie est basé sur trois valeurs de température : la température maximum,  $T_{max}$  ; la température optimale,  $T_{opt}$  et la température minimum,  $T_{min}$  (Stanier et al. 1986) (Figure 3-7).  $T_{max}$  et  $T_{min}$  sont des valeurs de température au delà et au-dessous desquelles aucune croissance microbienne n'est observée, respectivement.  $T_{opt}$  est la température à la quelle la croissance microbienne arrive à sa valeur maximum.

En général, il existe deux types de modèle : les modèles basés sur la loi d'Arrhenius (Hinshelwood, 1946; Mohr et Krawiec, 1980; Esener et al. 1981; Schoolfield et al, 1981) et les modèles empiriques. Les modèles empiriques sont construits à l'aide de fonctions mathématiques et leur capacité à représenter les phénomènes biologiques est examinée. Nous présentons ici quelques de ces modèles de croissance en fonction de température.

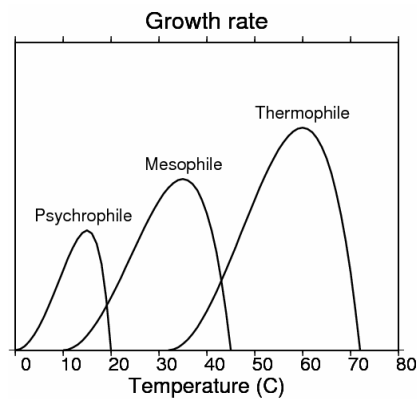


Figure (3-7) Courbe de croissance microbienne pour des populations méthanogènes (Rosso et al. 1993 ; Aran, 2000)

- **Modèle de Hinshelwood (H)**

$$\mu = A_1 e^{-B_1/T} - A_2 e^{-B_2/T} \quad (3-21)$$

$\mu$  est la croissance microbienne ( $h^{-1}$ );  $A_1$ ,  $A_2$ ,  $B_1$  et  $B_2$  sont quatre paramètres sans interprétation biologique. Hinshelwood (1946) argumente que ces paramètres peuvent être interprétés thermodynamiquement.

- **Modèle complet de Ratkowsky (RTK2)**

$$\mu = \left[ b(T - T_{min}) \cdot (1 - e^{c(T - T_{max})}) \right]^2 \quad (3-22)$$

$b(^{\circ}C^{-1}h^{-0.5})$  et  $c(^{\circ}C^{-1})$  sont des constantes,  $T_{\min}$  et  $T_{\max}$  sont les températures minimum et maximum pour la croissance. Ce modèle (Ratkowsky et al. 1983) à été développé à partir d'un premier modèle (Ratkowsky et al. 1982).

- **Modèle de Zwietering (ZWT)**

Ce modèle, dérivé du modèle de Ratkowsky, à été proposé par Zwietering et al.(1991) comme une forme alternative au modèle RTK2:

$$\mu = \left[ b(T - T_{\min})^2 (1 - e^{c(T - T_{\max})}) \right] \quad (3-23)$$

- **Modèle CTMI (Cardinal temperature model with inflection)**

Cette méthode empirique est basée sur les trois valeurs de température qui sont en général utilisées en microbiologie (Stanier et al., 1986) pour caractériser les effets de la température sur la croissance bactérienne d'une façon approximative (Rosso et al. 1993). Une autre raison du développement de ce modèle est qu'une étude préliminaire montre que les paramètres de la méthode RTK2 sont très difficiles à estimer. Le modèle CTMI est dérivé d'un modèle plus ancien (Lobry et al., 1991) pour prendre en compte un troisième point expérimental,  $T_{opt}$  entre  $T_{\max}$  et  $T_{\min}$ .

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{(T - T_{\max})(T - T_{\min})^2}{(T_{opt} - T_{\min}) \left[ (T_{opt} - T_{\min})(T - T_{opt}) - (T_{opt} - T_{\max})(T_{opt} + T_{\min} - 2T) \right]} \quad (3-24)$$

$\mu_{\max} (h^{-1})$  est la croissance maximum à  $T_{opt} (^{\circ}C)$ . Deux conditions supplémentaires pour ce modèle (Richard et al. 1998) sont:  $T_{opt} - T_{\min} > (T_{\max} - T_{\min})/2$  et  $(T_{\max} - T_{opt}) > 2$  qui empêche un comportement biologiquement irréaliste dans les parties supérieures de la courbe de température.

Ces différentes méthodes ont été comparées par Richard et al., (1998) et Rosso et al. (1999) pour déterminer le modèle le plus efficace. Les résultats montrent que les paramètres du modèle CTMI sont très stables et leurs variations sont directement liées aux changements de processus microbiologiques. Un autre avantage de ce modèle est que ses paramètres sont faciles à estimer et peuvent être estimés directement par expérimentation en laboratoire ou par expérimentation en vraie grandeur.

### 3.3.4 Développement d'un nouveau modèle de type II

Notre modèle biologique est composé de différentes parties. La Figure (3-8) montre les différentes étapes de ce modèle qui est exprimé par les équations (3-25) à (3-28).

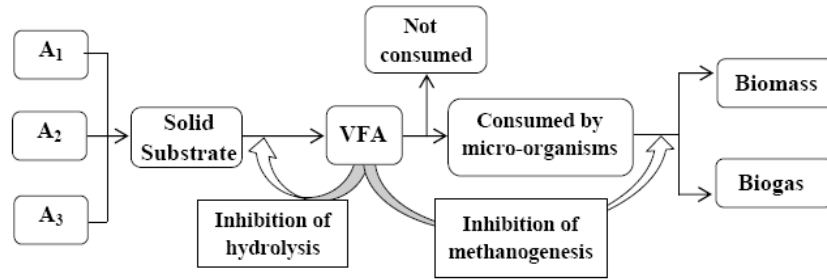


Figure (3-8) Modèle de dégradation et production de biogaz type II développé dans la thèse

#### Hydrolyse

Nous avons décrit le processus d'hydrolyse dans le paragraphe 3.1.1 L'hydrolyse est déclenchée par les bactéries fermentatives. Dans notre modèle l'activité des bactéries fermentatives est considérée indirectement par la loi d'Arrhenius et la dégradation de premier ordre, comme dans El-Fadel (1996) et Vavilin (2002). Par contre nous avons considéré l'effet direct de la saturation dans l'accélération de la dégradation des déchets solides en ajoutant une fonction de saturation  $S_{th}$  dans l'équation d'hydrolyse (3-25).  $S_{th}$  est défini par la relation:  $S_{th} = (S - S_{min}) / (1 - S_{min})$  où  $S_{min}$  est la saturation minimum au-dessous de laquelle l'hydrolyse peut s'arrêter. L'effet indirect de la saturation est la diminution de la concentration en AGV inhibiteurs de l'hydrolyse et de la méthanogénèse.

$$\text{Hydrolyse du substrat solide: } \frac{dA}{dt} = -\sum_{i=1}^3 [A_i \cdot \lambda_i(T) \cdot fs(A_s) \cdot S_{th}] \quad (3-25)$$

Les paramètres  $A_i$ ,  $\lambda_i(T)$  et  $fs(A_s)$  sont définis comme dans le modèle de Vavilin (2002).

#### Production de biogaz

Les équations (3-26) à (3-28) représentent les étapes de croissance microbienne par consommation des AGV et la production de biogaz.

$$\text{AGV: } \frac{dA_s}{dt} = -\beta_{As} \frac{dA}{dt} - \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s) \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X - \alpha_A \cdot q \frac{dA_s}{dZ} \quad (3-26)$$

$$\text{Biomasse: } \frac{dX}{dt} = \underbrace{Y \cdot \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s)}_{\text{Croissance}} \cdot \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \cdot X - \underbrace{K_d(T) X}_{\text{Mortalité}} - \alpha_X \cdot q \frac{dX}{dZ} \quad (3-27)$$

$$\text{Biogaz: } \frac{dB}{dt} = (1 - Y) \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s) \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X \quad (3-28)$$

où  $\beta_{As}$  est un coefficient stœchiométrique,  $\alpha_A$  et  $\alpha_X$  sont les fractions d'AGV et de biomasse transportées par l'écoulement de lixiviat,  $q$  est le débit volumique de lixiviat par unité de surface,  $K_{S_A}$  ( $kg/m^3$ ) est la constante de demi saturation pour l'acidogénèse et  $Y$  ( $kg/kg$ ) est le coefficient

de rendement de la biomasse méthanogène par unité de masse de substrat. Dans ce modèle  $X(g/l)$  est considéré comme la concentration de la masse humide de biomasse dans lixiviat. Pour simplifier le modèle nous avons considéré une seule population microbienne, la biomasse méthanogène mésophile, qui d'après Lanini (1998) est une des principales populations responsables de la dégradation lors de la phase anaérobie méthanogène. La production de biogaz est obtenue à partir de la consommation d'AGV par la biomasse méthanogène vivante:

$$\text{Substrat consommé} \\ \text{(par la biomasse vivante)} : \left( \frac{\mu_{App}(T)}{Y} \right) \left( \frac{A_S}{K_{S_d} + A_S} \right) \cdot X = Y \cdot (\text{Subst\_consommé}) + \underbrace{(1-Y) \cdot (\text{Subst\_consommé})}_{\frac{d\text{Biogaz}}{dt}}$$

Comme nous l'avons expliqué précédemment, dans les modèles biologiques existant dans la littérature, la température est une constante et les modèles sont basés sur des valeurs constantes de mortalité et de croissance de la biomasse (El Fadel et al., 1996; Vavilin, 2002). Comme notre modèle étudie les changements thermo-biologiques d'un bioréacteur avec la température, il est très important de pouvoir considérer l'activité microbienne en fonction de la température. Dans cet objectif, nous avons utilisé deux termes de croissance et de mortalité en fonction de la température dans l'équation (3-27) de croissance nette de la biomasse méthanogène, tels que définis par:

$$\text{croissance: } \mu_{App}(T) = Y \cdot \rho_{App}(T) = \mu_{max} \cdot g_S(A_S) \cdot \frac{A_S}{K_{S_d} + A_S} \cdot dGr / dT \text{ et mortalité: } K_d(T) = K_{d\ max} \cdot dD / dT,$$

où  $\mu_{max}$  et  $K_{d\ max}$  sont les valeurs maximum pour ces fonctions à une température optimum  $T_{opt}$ .

La Figure (3-9) montre la courbe utilisée dans notre modèle. Cette courbe représente le taux de croissance nette de la biomasse méthanogène ; il est la différence entre le taux de croissance et le taux de mortalité de la biomasse. Nous avons présenté, au chapitre 1, les différents modèles de la littérature pour la croissance microbienne méthanogène. Ces modèles ne considèrent que le coté positif des courbes de croissance nette. Nous croyons qu'il est raisonnable de prolonger la courbe jusqu'aux valeurs négatives, avec la même pente. Nos calculs et simulations de bioréacteur, présentés au chapitre 5, montrent qu'un régime stationnaire de la température ne peut pas être obtenu sans le coté négatif de la courbe de croissance. La valeur maximum de cette courbe est atteinte pour une température d'environ 35°C, ce qui est la température optimale de la biomasse mésophile. Cette courbe de croissance nette, différence entre la croissance et la mortalité de la biomasse mésophile, est obtenue mathématiquement comme la différence entre une courbe de croissance du modèle CMTI (paragraphe 3.3.3) et une courbe de mortalité en forme de S.

A notre connaissance, aucune courbe de mortalité n'est présentée dans la littérature à propos des populations méthanogènes. La forme en S de cette courbe à été proposée à partir d'une série de simulations numériques avec différentes fonctions de mortalité. Les meilleurs résultats en termes de température à l'état stationnaire sont obtenus avec une courbe de mortalité telle que présentée sur la Figure (3-9).



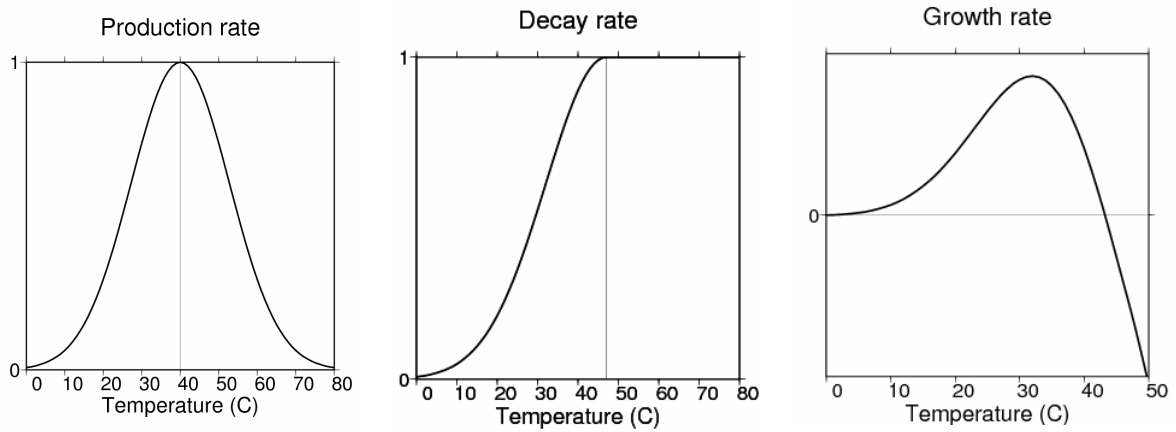


Figure (3-9) Courbes de croissance, mortalité et croissance nette de biomasse méthanogène mésophile

### Production de chaleur

La production de chaleur dans un bioréacteur est le résultat de nombreuses réactions biochimiques qui commencent avec l'hydrolyse et finissent par la production de méthane et de CO<sub>2</sub>. Ces réactions sont si nombreuses qu'on ne peut pas les considérer toutes dans un modèle numérique (El-Fadel 1991, 1996). La production de chaleur dans notre modèle est obtenue avec la formulation suivante:

$$\alpha_q = \beta_{As} \frac{H_{AGV}}{M_{AGV}} \cdot \frac{dA}{dt} + \frac{H_{meth}}{M_{meth}} \cdot \frac{\alpha_b}{2}, \quad (3-29)$$

où  $H(KJ)$  est l'énergie libérée par mole d'AGV/ méthane produit et  $M$  est la masse molaire d'AGV/ méthane.  $\alpha_b$  est le taux de production de biogaz ( $dB/dt$ ). On peut trouver une large gamme de valeurs pour  $H_{meth}$  dans la littérature. Lanini (1998) a proposé des valeurs entre 40 et 255 KJ, Aran (2000) a proposé des valeurs entre 2 et 60 KJ, Augenstein et al. (1999) une moyenne de 68 KJ et finalement El-Fadel et al. (1996) une valeur de 108 KJ. Dans notre modèle nous avons utilisé les valeurs suivantes:  $H_{AGV} = 170$  KJ/mole et  $H_{meth} = 80$  KJ/mole.

### 3.4 Etude bibliographique sur les paramètres thermiques et biologiques des modèles de dégradation et de production de biogaz de type I et de type II

Une étude bibliographique a été entreprise pour estimer les valeurs des paramètres utilisés dans les modèles de type I et de type II. Les Tableaux 3-2 à 3-6 résument cette étude, notamment basée sur les articles de Meima et al., (2007) et El-Fadel et al., (1996). Dans le Tableau 3-3, E désigne les données obtenues par expérimentation, L par la littérature et M par les modèles numériques et analyse inverse.

### 3.4.1 Les paramètres biologiques et thermiques du modèle de type I

Des valeurs de la constante de dégradation  $\lambda_i(T)$  sont proposées par différents auteurs comme Lee et al. (1993), El-Fadel et al. (1996), Manna et al. (1999), Young(1995), Zacharof and Butler (2001), Harstrick et al. (2001), Lee et al. (2001) et Lobo (2003). 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). Les valeurs proposées pour les paramètres H (énergie libérée par mole de méthane produit) et  $C_{Tb}$  (potentiel de production de méthane) sont présentées dans le Tableau 3-2.

Tableau 3-2 Paramètres du modèle de dégradation de type I

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

### 3.4.2 Les paramètres biologiques et thermiques du modèle de type II

Tableau 3-3 Étude bibliographique des paramètres biologiques et thermiques

Paramètres	Valeurs publiées	Source	Type	Substrat
$k_{hi}$ : Constante cinétiques de dégradation de premier ordre ( $j^{-1}$ )				
$k_{hi}$ : Hydrate de carbone	0,0066-0,018 (35°C)	Terashima et Lin (2000)	E	Hydrates de carbone
	0,15 (28°C)	Vavilin et al. (1997)	M	Cellulose
	0,025-0,2 (~60°C)	Christ et al. (2000)	E	Hydrates de carbone
	0,08-0,24 (55°C)	Kim et al. (2000)	M	Déchet alimentaire
	0,09-0,26 (30°C)	Veeken et Hamelers (1999)	E	Déchets LFJ*
	0,2 (60°C)	Mora Naranjo et al. (2002)	E	Cellulose
	0,26-0,31 (35°C)	Stinson et Ham (1995)	E	Cellulose
	0,25-0,4 (23 et 55°C)	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	1,0	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
	1,0 (60°C)	Haarstrick et al. (2001)	M	Hydrates de carbone

\*Légumes, Fruits, Jardins

<b><math>k_{hi}</math> : Protéine, lipide, autre</b>	2,0.10 <sup>-6</sup> – 5,0.10 <sup>-5</sup> (60°C)	El Fadel et al. (1996)	L	DND
	6,0.10 <sup>-5</sup> – 1,6.10 <sup>-4</sup>	Pareek et al. (1999)	E	Papier journal
	4,0.10 <sup>-5</sup>	Pareek et al. (1999)	E	Sciure de bois
	8,0.10 <sup>-4</sup>	Borzacconi et al. (1997)	M	DND
	8,0.10 <sup>-4</sup>	Lee et al. (1993)	M	DND
	9,0.10 <sup>-4</sup> – 1,2 .10 <sup>-3</sup> (35°C)	Terashima et Lin (2000)	E	Lipides
	4,2 .10 <sup>-3</sup> – 7,2.10 <sup>-3</sup> (35°C)	Terashima et Lin (2000)	E	Protéines
	0,005-0,01 (~60°C)	Christ et al. (2000)	E	Lipides
	0,015-0,075 (~60°C)	Christ et al. (2000)	E	Protéines
	0,075 (60°C)	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
<b><math>K_d</math> : Taux de mortalité (<math>j^{-1}</math>)</b>				
<b><math>K_{d\ Xan}</math> : Biomasse anaérobie</b>	0,01- 0,03 (35°C)	Costello et al. (1991b)	L, E, M	Glucose
	0,05 (80°C)	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0,01-0,4	El Fadel et al. (1996)	L	DND
	0,8 - 3,2 (35 et 55°C)	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
<b><math>K_{d\ Xan}</math> : Biomasse Méthanogènes</b>	0,005	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0,016 (36°C)	Kiely et al. (1997)	E, M	DND/Eau usée, Boue
	0,02 (de 35°C)	Costello et al. (1991b)	L, E, M	Glucose
	0,006 - 0,04 (30-35 °C)	Vavilin et al. (2000)	M	DND
	0,01 - 0,04	El Fadel et al. (1996)	L	DND
	0,05 - 1,2 (35 et 55°C)	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
<b><math>\mu_{max}</math> : Taux de croissance maximum (<math>j^{-1}</math>)</b>				
<b><math>\mu_{max, Xan}</math> : Pour la croissance de la biomasse anaérobie sur glucose, propionate ou butyrate</b>	2 (35°C)	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	1,0 - 3,0 (35°C)	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	5,8 (55°C)	Kim et al. (2000)	E	Glucose
	4 - 16 (35 et 55°C)	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	2 - 30	El Fadel et al. (1996)	L	DND
<b><math>\mu_{max, Xme-1}</math> : Pour la croissance de la biomasse méthanogène sur l'acétate</b>	0,06 - 0,12 (35°C)	Mora Naranjo et al. (2002)	E	DND
	0,11 - 0,24 (~37°C)	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	0,3 - 0,5 (35°C)	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,4	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0,1 - 0,5	El Fadel et al. (1996)	L	DND
	0,6 (36°C)	Kiely et al. (1997)	E, M	DND/Eau

	0,04 - 0,912 (30-38 °C)	Vavilin et al. (2000)	L	usée Glucose
	0,37 - 1,47 (35 et 55°C)	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
<b><math>\mu_{\max, X_{me-2}}</math> : Pour la</b>				
<b>croissance des biomasses méthanogène sur CO2</b>	1,2 - 2 (~35°C)	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	2 - 8 (35 et 55°C)	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
<b><math>K_{S_A}</math> : Constante de demi-saturation pour les différents substrats (g/l)</b>				
<b>Pour glucose</b>	0,023	Costello et al. (1991b)	L, E, M	Glucose
	0,025	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0,01 - 0,15	El Fadel et al. (1996)	L	DND
	0,03 - 0,15	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,08 - 0,3	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	0,5	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
	0,7	Kim et al. (2000)	E	Glucose
<b>Pour acide butyrique</b>	0,007	Costello et al. (1991b)	L, E, M	Glucose
	0,03 - 0,15	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,176	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
<b>Pour acide propénoïque</b>	0,039	Costello et al. (1991b)	L, E, M	Glucose
	0,03 - 0,23	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	0,246	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	0,259	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
<b>Pour acide acétate</b>	0,015	Kiely et al. (1997)	E, M	DND/Eau usée, Boue
	0,03 - 0,1	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,12	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
	0,145	Mora Naranjo et al. (2002)	E	DND
	0,154	Costello et al. (1991b)	L, E, M	Glucose
	0,002 - 0,37 (30-38 °C)	Vavilin et al. (2000)	L	Glucose
	0,03 - 0,44	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	0,32 - 0,43	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	0,6	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
0,01- 2,5	El Fadel et al. (1996)	L	DND	
<b>Pour CO2</b>	0,065	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0,03 - 0,1	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
<b>Pour H2</b>	$1,3 \cdot 10^{-5} - 6,5 \cdot 10^{-5}$	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	$6,2 \cdot 10^{-4}$	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	$2,5 \cdot 10^{-4} - 8,7 \cdot 10^{-4}$	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue

<b>Pour NH4</b>	1,0.10 <sup>-4</sup> – 5,0.10 <sup>-4</sup>	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	2,5.10 <sup>-4</sup>	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0.053	Angelidaki et al. (1993)	L	Lisier
<b><math>k_{inh}</math> : Constante d'inhibition (g/l)</b>				
<b><math>k_{inh,H_2}</math> : Inhibition des biomasses anaérobies par H2</b>	1,3.10 <sup>-5</sup> – 2,0.10 <sup>-4</sup>	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
	0,5	Haarstrick et al. (2001)	M	DND
	0,2- 0,8	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
<b><math>k_{inh,ac,Hy}</math> : Inhibition d'hydrolyse par acide acétate</b>	0,33	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
<b><math>K_{inh,ac,Xan}</math> : Inhibition de biomasse anaérobique par acide acétate</b>	0,2-0,8	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,72-0,96	Angelidaki et al. (1993)	L, E, M	Lisier
	1,6	Siegrist et al. (2002)	L, E, M	Boue
<b><math>Y</math> : Coefficient de rendement de biomasse/ substrat (g/g)</b>				
<b><math>Y : X_{an}</math> sur glucose pour acétogènes</b>	0,188	Kiely et al. (1997)	E, M	DND/Eau usée, Boue
	0,23	Massé et Droste (2000)	E, M	Lisier
	0,2 - 0,3	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,14 - 0,21	El Fadel et al. (1996)	L	DND
<b><math>Y : X_{an}</math> sur glucose pour acidogènes</b>	0,16	Massé et Droste (2000)	E, M	Lisier
<b><math>Y : X_{an}</math> sur acide bytyrique</b>	0,15	Massé et Droste (2000)	E, M	Lisier
<b><math>Y : X_{an}</math> sur acide propionique</b>	0,025	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	0,12	Massé et Droste (2000)	E, M	Lisier
<b><math>Y : X_{met}</math> sur acide acétate</b>	0,04 - 0,05	Henz et al. (1995)	L	Eau usée
	0,05	Massé et Droste (2000)	E, M	Lisier
	0,011 - 0,055	Vavilin et al. (2000)	L	Glucose
	0,03 - 0,07	Erickson et Fung (1988)	L	Substrat
	0,03 - 0,07	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	0,08	Kiely et al. (1997)	E, M	DND
	0,07 - 0,1	El Fadel et al. (1996)	L	DND/Eau usée, Boue

	0,07 - 0,12	Mora Naranjo et al. (2002)	E	DND
<b>Y : X<sub>met</sub> sur CO<sub>2</sub></b>	0,009-0,037	Kalyuzhnyi et Fedorovich (1998)	L	Boue
	0,03-0,28	Erickson et Fung (1988)	L	Substrat
	0,18-0,31	Massé et Droste (2000)	E, M	Lisier
<b>Variables générales de contrôle de croissance</b>				
<b>X<sub>an</sub>: Biomasse anaérobie initiale (g/l)</b>	1,6.10 <sup>-4</sup> – 9,4.10 <sup>-4</sup>	El Fadel et al. (1996b)	M	DND
<b>X<sub>met</sub>: Biomasse méthanogène initiale (g/l)</b>	3,1.10 <sup>-4</sup> – 3,1.10 <sup>-3</sup>	El Fadel et al. (1996a)	M	DND
<b>Biomasse initiale totale (g/l)</b>	0,6 – 1,7	Haarstrick et al. (2001)	E	DND
<b>Teneur en eau (m/m – %wet)</b>	22 - 26	Haarstrick et al. (2001)	E	DND
	22 - 52	Mora Naranjo et al. (2002)	E	DND
	9 - 43	Suflita et al. (1992)	E	DND
<b>Température (°C)</b>	10,5 - 62,8	Suflita et al. (1992)	E	DND
	32 - 62	Mora Naranjo et al. (2002)	E	DND
<b>pH</b>	6,5 - 7,0	Haarstrick et al. (2001)	E	DND
	5,8 - 8,1	Suflita et al. (1992)	E	DND
	4,5 - 9,0	Ehrig (1988)	E	DND
	1,5 - 9,5	El Fadel et al. (1997)	L	DND
	7,85 - 9,9	Leonhard et Wilderer (1992)	E	DND
<b>Les fractions biodégradables A<sub>i</sub> (% de masse)</b>				
Lente	15	Arigala et al. (1995),		
Moyenne	30	Findikakis et al (1979) et		
Rapide	35	El Fadel et al (1996)		

Tableau 3-4 Constantes de cinétique pour les phases acidogène et méthanogène (El-Fadel et al., 1996)

méthanogènes				
	Coefficient de Rendement Y (kg/ kg)	Constante de demi-concentration en substrat K <sub>S<sub>A</sub></sub> (mgDCO/l)	Maximum spécifique taux de naissance μ <sub>M max</sub> (j <sup>-1</sup> )	Taux de mortalité K <sub>d<sub>m</sub></sub> (j <sup>-1</sup> )
Borne inférieure	0,05	10	0,10	0,01
Nominale	0,06	500	0,25	0,03
Borne supérieure	0,07	2500	0,50	0,04

O'Rourke (1968), Lawrence et McCarty (1969), Montgomery (1983)

acidogènes				
	Coefficient de Rendement $Y$ (kg/ kg)	Constante de demi-concentration en substrat $K_{S_A}$ (mgDCO/l)	Maximum spécifique taux de naissance $\mu_{A_{max}}$ ( $j^{-1}$ )	Taux de mortalité $K_{d_A}$ ( $j^{-1}$ )
Borne inférieure	0,1	10		0,01
Nominale	0,15	50		0,05
Borne supérieure	0,5	150		0,40

McCarty (1971), Pohland et Gosh (1971), Eastman et Ferguson (1981), Zoetemeyer et al. (1982)

El Fadel et al. (1996) a utilisé des valeurs comprises entre 0,6 et 0,7 pour le coefficient de rendement dans la phase méthanogène, basées sur l'observation que l'acétate est à l'origine de 70% de la production de méthane dans la phase méthanogène (Jeris et McCarty 1965; Mah et al. 1977; Wolfe 1982; Gujer et Zender 1983). Le coefficient de rendement de l'acétate  $Y_{AC}$  est supposé égal à 0,9 (El-Fadel).

Tableau 3-5 Variation des constantes de cinétique avec la température (El-Fadel et al. 1996)

Constante bio-cinétique	Constante $\alpha_B$ (équation 3-17)	Energie d'activation $E_{hi}/R(K)$
Acidogène		
Taux de croissance spécifique ( $j^{-1}$ )	$5,65.10^9$	6898,27
Demi-concentration en substrat (mg/l)	$6,45.10^{-6}$	-266,73
Taux de mortalité ( $j^{-1}$ )	$5,65.10^8$	6898,27
Méthanogène		
Taux de croissance spécifique ( $j^{-1}$ )	$1,94.10^1$	1295,47
Demi-concentration en substrat (mg/l)	$1,66.10^{-2}$	-1065,18
Taux de mortalité ( $j^{-1}$ )	$4,87.10^2$	4099,21
Hydrolyse		
Composants :		
rapidement biodégradable ( $j^{-1}$ )	$5,65.10^{-3}$	1561,1
moyennement biodégradable ( $j^{-1}$ )	$9,42.10^{-4}$	1561,1
lentement biodégradable ( $j^{-1}$ )	$1,88.10^{-4}$	1561,1

Neil (2006) a étudié la décomposition de la matière organique d'un sol avec l'objectif de construire un modèle de dynamique des populations microbiennes et leur croissance dans le sol. Les valeurs proposées par Neil dans le sol sont présentes dans le Tableau ci dessous.

Tableau 3-6 Paramètres biologiques pour un sol, Neil (2006)

Paramètre	$\mu_{max}$ ( $j^{-1}$ )	$m_t$ ( $j^{-1}$ )	$m_x$	$Y_c$	$k_{d_{max}}$ ( $j^{-1}$ )
Valeur	0,96	0,024	0,25	0,4	0,12-1,2

où  $m_t$  est le taux de renouvellement des populations,  $m_x$  est le coefficient de l'énergie de maintenance des populations.

## Chapitre 4

# Campagne expérimentale et analyse des résultats

Dans ce chapitre nous décrivons les expérimentations en laboratoire qui ont été menées pour répondre aux besoins et objectifs de cette thèse. Considérant l'importance de la teneur en eau dans la dégradation anaérobie des déchets et la production de méthane, nous étudions l'effet de variation de ce paramètre, ainsi que de la densité des déchets (compactage) sur les phénomènes biologiques. La densité des déchets influe la capacité de rétention de l'eau dans les déchets (Powrie, 1995 ; Zornberg, 1999 ; Lanini, 1998 ; Ademe, 2001) et influence donc indirectement les phénomènes biologiques de dégradation et de production de biogaz.

Nous examinons dans ce chapitre, l'effet de la saturation et de la densité des déchets sur la dégradation anaérobie, la production de biogaz et le développement de la biomasse méthanogène grâce à la mise en place de treize pilotes de l'ordre de 2 litres. Nous étudions quatre niveaux de densité (compactage) et trois niveaux de saturation : saturation minimum, capacité au champ et saturation maximum (la définition de ces paramètres est présentée dans le chapitre 1). La température est quasiment constante car les pilotes sont placés dans une chambre dont la température varie entre 33°C et 35°C. Nous présentons les résultats de production de biogaz dans les pilotes, ainsi que l'évolution des bactéries fermentatives et des populations méthanogènes et nous discutons l'effet de la saturation et de la densité sur les résultats. Le modèle couplé de type II est appliqué à un des pilotes expérimentaux pendant l'injection de lixiviat pour valider le modèle avec les résultats expérimentaux et les résultats sont présentés et discutés. Nous discutons également dans ce chapitre des difficultés expérimentales rencontrées et de leur influence sur certains résultats.

### 4.1 Matériel et méthodes

#### 4.1.1 Cellules expérimentales

Pour étudier l'effet de la saturation et de la densité sur la dégradation anaérobie des déchets ménagers et la production de méthane, des cellules cylindriques en PVC de 15cm de diamètre ont été réalisées et exploitées comme des bioréacteurs (Figure 4-1). Les cellules sont remplies de déchets ménagers broyés en morceaux de 1-2cm (Barlaz et al. 1992). Environ 25kg de déchets ménagers broyés ont été préparés pour cette expérimentation en laboratoire. Les déchets sont compactés en quelques étapes jusqu'à remplissage total des cellules à l'aide d'une presse hydraulique. Un essai mécanique a été réalisé sur une cellule en PVC pour valider le choix théorique du matériau des cellules et estimer le facteur de sécurité des cellules sous les pressions appliquées. Le facteur de sécurité pour la cellule en PVC sous une charge de 400 kPa a été estimé plus à de 2. Les cellules sont fermées avec des couvercles en PVC opaque après avoir compacté les déchets. La hauteur des déchets dans les cellules est réglée à l'aide de tiges filetées et d'écrous, correspondant au niveau de compactage (densité) désiré pour chaque cellule expérimentale. Nous



avons saturé les déchets par la vanne de vidange du lixiviat (Figure 4-1) avec une pompe dont le débit de pompage est réglable manuellement. Les dimensions des cellules sont données dans le Tableau 4-1.

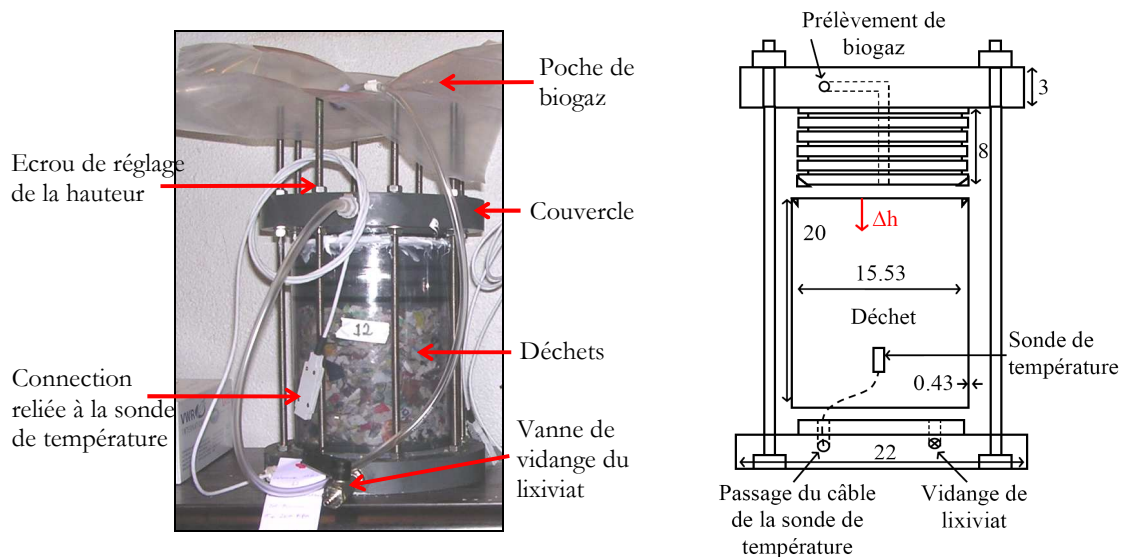


Figure (4-1) Une des 13 cellules expérimentales (à gauche) et les dimensions des cellules (à droite)

Tableau 4-1 Dimensions de cellule expérimentale

Paramètre	Valeur (cm)
Hauteur Total	26
Hauteur intérieure	20
Diamètre intérieur	15,1
épaisseur de parois	0,43

La hauteur intérieure est égale à 20cm. Une géogridde d'1 cm d'épaisseur est placée en fond de cellule pour éviter le colmatage de la vidange par les déchets, ce qui laisse une hauteur utile de 19cm pour les déchets. La vanne de vidange reste ensuite fermée pour garder l'étanchéité des cellules et elle ne sera pas ouverte avant la fin de l'expérimentation, où elle servira à récupérer le lixiviat pour les analyses de pH, d'AGV, de DCO et de microbiologie moléculaire. Une poche de biogaz est prévue pour récupérer le biogaz produit dans les pilotes et prévenir une augmentation de la pression dans les cellules. L'avantage de ces poches est qu'elles permettent de ne pas déplacer les cellules pour récupérer et mesurer le biogaz. D'autre part elles s'attachent facilement à l'appareil d'analyse de biogaz (micro-GC). Un capteur de température (sondes PT100, classe A, Pyro-système) est installé au cœur de chaque cellule et est relié par un câble à un connecteur raccordé à une centrale d'acquisition (Figure 4-1). Le nombre des cellules est choisi par rapport aux niveaux de la saturation et de la densité que nous avons choisi d'étudier : quatre niveaux de densité (compactage), 450, 490, 540 et 580 kg/m<sup>3</sup>, et trois niveaux de saturation : saturation minimum (Smin), capacité au champ (CCh) et saturation maximum (Smax). Cela représente douze cellules plus une cellule témoin sec, soit treize pilotes au total. Nous avons numéroté les treize pilotes comme suit :

Pilote 1 : (Smax, 450 kg/m<sup>3</sup>)      Pilote 5 : (CCh, 450 kg/m<sup>3</sup>)      Pilote 9 : (Smin, 450 kg/m<sup>3</sup>)  
 Pilote 2 : (Smax, 490 kg/m<sup>3</sup>)      Pilote 6 : (CCh, 490 kg/m<sup>3</sup>)      Pilote 10 : (Smin, 490 kg/m<sup>3</sup>)

Pilote 3 : (Smax, 540 kg/m <sup>3</sup> )	Pilote 7 : (CCh, 540 kg/m <sup>3</sup> )	Pilote 11 : (Smin, 540 kg/m <sup>3</sup> )
Pilote 4 : (Smax, 580 kg/m <sup>3</sup> )	Pilote 8 : (CCh, 580 kg/m <sup>3</sup> )	Pilote 12 : (Smin, 580 kg/m <sup>3</sup> )
		Pilote 13 : (Sec , 490 kg/m <sup>3</sup> )

Le compactage des déchets est un des paramètres qui peuvent influencer la dégradation des déchets ménagers en conditions anaérobies. Le compactage des déchets permet la distribution des nutriments et un meilleur contact entre les substrats et les micro-organismes (Yuen et al., 1995). Toutefois, une augmentation de la densité pour un déchet déjà humide peut ralentir la production de méthane. En effet, la présence d'humidité stimule la phase acide pouvant ainsi provoquer une production massive d'AGV (Yuen et al., 1995). Un compactage modéré est préférable pour obtenir des perméabilités suffisamment élevées pour la circulation des liquides.

L'effet du broyage des déchets sur la biodégradation reste controversé. Il permettrait d'augmenter la surface spécifique des déchets pour la biodégradation et la surface d'adsorption des lixiviats, d'homogénéiser la fraction biodégradable et les propriétés hydrauliques des déchets, de supprimer les barrières à l'humidité constituées de matériaux imperméables et d'améliorer la distribution de l'eau dans les déchets. Certains auteurs ont ainsi montré un effet positif du broyage des déchets en comparant les résultats d'une expérience avec et sans broyage : une diminution de la fraction organique du déchet solide et du temps de biodégradation (Sponza et Agdag, 2005). Toutefois, cette étude est un cas très particulier puisque le déchet étudié était constitué de 90 % de matières organiques. D'autres études suggèrent que le broyage peut induire un effet négatif sur la dégradation des déchets en favorisant une hydrolyse initiale excessive et la formation d'acides organiques qui inhibent la méthanogenèse. De plus, un broyage trop fin peut entraîner des difficultés de circulation des fluides gazeux et liquides. (Christensen et Kjeldsen, 1989).

#### 4.1.2 Les déchets

Les catégories de déchets ménagers non dangereux définis par l'Ademe (1993) (Tableau 4-2) ont été collectées au Cemagref d'Antony. Les déchets collectés ont été séchés (dans la température ambiante) sauf les déchets de cuisine. Les déchets ont ensuite été broyés séparément en morceaux de 1-2 cm.

Tableau 4-2 Proportions de MODECOM (Ademe, 1993)

Catégories	Masse sèche (%)
Déchets putrescibles (déchets de cuisine et verts...)	15,80
Papiers (emballages, journaux, magazines...)	17,70
Cartons (cartons plats, ondulés, autres...)	9,20
Complexes (emballages complexes type Tétra brick)	1,60
Textiles (emballages textiles, autres...)	3,00
Textiles sanitaires (couches, coton hygiénique)	1,90
Plastiques (PE, PVC, PET, polystyrène)	12,70
Combustibles non classés (bois, caoutchouc...)	3,90
Verres	19,10
Métaux (aluminium, métaux ferreux, cuivre...)	5,60
Incombustibles non classés (pierres, gravats...)	8,90
Déchets spéciaux (chiffons souillés, piles...)	0,70

Pour les déchets de cuisine nous avons considéré les composantes suivantes (Tableau 4-3), selon les proportions utilisées par Vignerot (2005). Pour trouver la masse sèche des déchets de cuisine nous avons réalisé un calcul inverse. Nous avons défini la masse sèche de déchets à introduire

dans les pilotes, dont 15,8% déchets de cuisine selon l'Ademe (1993). Nous avons mesuré la teneur en eau d'un échantillon de déchets de cuisine avec les composantes et leur pourcentage présentés au Tableau 4-3, en le laissant à l'étuve pendant 8 heures à température de 105°C et 16 heures à 85°C. Connaissant la teneur en eau des déchets de cuisine, 65%, et leur masse sèche dans un échantillon de déchets ménagers, nous avons calculé la masse humide nécessaire de déchets de cuisine.

Tableau 4-3 Composantes de déchets de cuisine

Matériau	Masse humide (%)
Pain sec	7
Epluchure de pomme de terre	53
Pomme de terre cuite	20
Viande	7
Marc de café	6
Feuille morte	6

### 4.1.3 Le lixiviat

Le lixiviat utilisé provient d'un casier d'installation de stockage de déchets ménagers non dangereux en phase de méthanogenèse stable (Vert-le-Grand). Après prélèvement, le lixiviat a été placé à 4 °C.

### 4.1.4 Quantification du volume de biogaz

La quantification du volume présent dans la poche, Figure 4-1, se fait par poussée d'Archimède: tout corps immergé partiellement ou totalement dans un fluide (liquide ou gaz) subit de la part de celui-ci une poussée verticale, dirigée vers le haut, appelée poussée d'Archimède, dont l'intensité est égale au poids de fluide déplacé. Afin de connaître ce poids, nous exerçons une poussée sur la poche de biogaz dans une bassine d'eau placée sur une balance. Le poids d'eau déplacé correspond au volume de gaz. Nous soustrayons à ce poids celui de la poche vide.

### 4.1.5 Remplissage des cellules : les problèmes et leurs solutions

Le remplissage des cellules a été réalisé en trois étapes. À chaque étape nous avons mis en place une partie des déchets dans la cellule, nous l'avons compactée et nous avons poursuivi les étapes de remplissage et de compactage jusqu'à remplissage total de la cellule. Pour nos essais, nous avons choisi quatre niveaux de densité sèche (kg/m<sup>3</sup>): 450, 490, 540, 580 qui sont équivalents aux profondeurs de 2, 4, 8 et 13m, respectivement, selon Olivier (2003) (chapitre 2). Considérant la profondeur de l'ISDND-bioréactive dont nous comparons les résultats au modèle numérique (10-12 m), ce choix nous semble raisonnable. Au cours du remplissage et du compactage des déchets, nous avons constaté qu'il n'était pas possible techniquement d'atteindre des valeurs supérieures de densité.

Pour le capteur de température installé au cœur des cellules nous avons prévu un câble assez long pour empêcher que les capteurs soient endommagés pendant l'application de la charge et le compactage. Malgré cette précaution, les capteurs de température étaient mal placés et le câble se révélait trop court. Nous avons alors décidé de remplir à peu près la moitié de chaque cellule à la première étape de remplissage et de compacter les déchets très lentement jusqu'au niveau du capteur de température, ce qui a permis de protéger ce dernier dans chaque cellule. Les problèmes de capteurs de température et de compactage des déchets nous ont conduit, après quelques essais sur la cellule témoin, vers une masse totale de 1,3 kg de déchets secs plus déchets

de cuisine pour chaque pilote (860g de déchets sec et 440g de déchets de cuisine avec 65% de teneur en eau) soit 1,014 kg de déchets sec total. Nous avons choisi par la suite les quatre niveaux de densité pour lesquels, quatre niveaux d'enfoncement  $\Delta h$  du couvercle dans la cellule (Figure 4-1) ont été définis (Tableau 4-4). Le déchet sec gonfle très rapidement malgré une charge appliquée assez grande. Alors pour pouvoir remplir les cellules avec assez de déchets pour obtenir des valeurs de densité supérieure à  $580 \text{ kg/m}^3$  dans chaque cellule, il faudrait une marge de 6-8 cm supplémentaire.

Tableau 4-4 Valeurs de densités choisies pour les déchets et enfoncement du couvercle dans la cellule correspondant à chaque densité

Densité ( $\text{kg/m}^3$ )	$\Delta h$ (cm)
450	0,5
490	4,5
540	5,5
580	6,5

Nous avons préparé 13 sacs poubelles dont chacun a contenu 860g de déchets secs selon les proportions indiquées précédemment. Les déchets de cuisine ont été préparés séparément pour chaque cellule et conservés à  $4^\circ\text{C}$  pendant le temps de la préparation et de la mise en place des cellules.

#### 4.1.6 Inoculation des déchets

Afin d'accélérer la dégradation des déchets et d'atteindre plus rapidement la phase anaérobie méthanogène, nous avons inoculé les déchets avec des boues. Huit litres de boues ont été récupérés à la sortie du digesteur méthanogène de la station d'épuration d'Evry. Les boues liquides ont été centrifugées au Cemagref pour séparer l'eau de la partie solide afin de ne pas trop modifier les caractéristiques du lixiviat qu'on a utilisé pour saturer les déchets. La boue solide qui est obtenue finalement a une teneur en eau de 87,7% (mesure de teneur en eau avec un échantillon de 58gr passé à l'étuve pendant 1 jour à une température de  $100\text{-}110^\circ\text{C}$ ). La masse de boue pour inoculer les déchets a été calculée comme suit:

Pour arriver à la phase méthanogène le plus tôt possible (après environ 21 jours selon Xian 2007), il faut 0,5g de boue sèche pour 26g de déchet sec. Pour 1,014 kg de déchet sec dans chaque cellule on aura donc besoin de 19,5gr de boue sèche, soit 158.7g de boue humide avec une teneur en eau de 87,7%, après passage en centrifugeuse. Nous avons ajouté 180g de boue humide à chaque pilote pour prendre en compte les pertes des boues pendant la procédure de mélange avec le déchet.

Pour inoculer les déchets il a été nécessaire d'ajouter et de mélanger la boue avec les déchets manuellement, avant de remplir les pilotes. En effet le mélange de boue et de lixiviat est tellement dense que la pompe à disposition ne permettait pas l'injection du mélange dans les cellules. Comme la masse des boues par rapport à la masse de déchets de chaque pilote est très petite, pour pouvoir mélanger tout les déchets avec la boue il a fallu liquéfier la boue en la mélangeant à 100ml de lixiviat de Vert-Le-Grand et en homogénéisant le mélange.

#### 4.1.7 Protocole de remplissage et de saturation des pilotes

Pour éviter l'augmentation de la pression d'eau dans les échantillons sous chargement mécanique et obtenir les saturations désirées, on applique le protocole suivant pour le remplissage et la saturation des déchets:

1) Les pilotes sont remplis en trois étapes pour environ de 1,5 kg de déchets (860g déchet sec+ 440g déchet de cuisine avec un teneur en eau de 65%+180gr boues+100ml de lixiviat). À chaque étape la cellule est pesée après avoir été remplie autant que possible. On applique la charge avec la presse hydraulique, laissant la vidange de lixiviat et la sortie de biogaz ouvertes et on poursuit cette étape jusqu'à la mise en place de tous les déchets dans le pilote. Après remplissage total de la cellule, on applique la charge pour atteindre la hauteur désirée pour chaque densité ( $\Delta h$ ) puis on décharge en laissant les déchets gonfler et se stabiliser à une hauteur h. On injecte ensuite le lixiviat par le bas, à partir de la vidange de lixiviat et en mesurant le volume de lixiviat injecté pour le calcul de la teneur en eau.

2) On attend environ une demi-heure en laissant la vanne de vidange ouverte avant de mettre en place le couvercle et appliquer la dernière charge avec le couvercle. Parce que la conductivité hydraulique des déchets est très petite la pression de l'eau augmente très rapidement si on charge avant gonflement. Une autre raison à ce protocole est de laisser le lixiviat mouiller les déchets de façon la plus homogène possible. On mesure toujours le volume de lixiviat sortant de la cellule pendant le chargement.

3) Après une demi-heure on met en place le couvercle en PVC et on applique la charge pour atteindre la hauteur désirée ( $\Delta h$ ). On boulonne le pilote avec les écrous et on le laisse se stabiliser pendant une journée.

4) On mesure le lixiviat sorti du pilote.

5) On réinjecte le lixiviat sorti du pilote, jusqu'à ce que le niveau de lixiviat atteigne le haut du pilote (contrôle visuel). On réinjecte le même lixiviat parce que des boues sortent avec le lixiviat. En réinjectant le mélange on peut améliorer l'homogénéisation de la répartition des boues dans les déchets.

A partir de là, nous suivons les étapes suivantes pour chaque niveau de saturation :

#### 4.1.7.1 Cas avec saturation maximum

6) On ferme la vidange de lixiviat et on laisse le pilote se stabiliser pendant quelques heures.

7) On connecte le sac de biogaz et on pèse le pilote.

8) On place la cellule dans la chambre à  $33 \pm 2$  °C.

- **Remarques pour les cas saturés:**

Après leur mise en place, les pilotes commencent à produire du biogaz très rapidement. La pression de gaz pousse le lixiviat et on a pu observer des sorties de lixiviat dans les poches de biogaz pendant quelques temps. Le volume de lixiviat sorti ainsi des pilotes peut atteindre 200ml (contre par exemple 1l de lixiviat injecté au début). Nous avons observé qu'il n'est pratiquement pas possible d'obtenir une teneur en eau supérieure à 55% dans nos pilotes. Même si la teneur en eau est supérieure au début de la mise en place des pilotes, la pression de gaz pousse une partie du lixiviat vers la sortie de biogaz.

#### 4.1.7.2 Cas avec capacité au champ

6) on laisse la vanne ouvert pendant un jour jusqu'à ce qu'il n'y ait plus de lixiviat sortant par la vidange : on atteint donc la capacité au champ, par définition.

7) On mesure le volume du lixiviat sorti.

8) On ferme la vanne de vidange, on attache le sac de biogaz et on pèse le pilote.

9) On place la cellule dans la chambre à  $33 \pm 2$  °C.

- **Remarques pour les cas avec capacité au champ:**

Pour le pilote 8 avec la densité de  $580\text{kg/m}^3$  et  $\Delta h = 6,5\text{cm}$ , après l'étape 4 il n'était plus possible de réinjecter le lixiviat car ce qui était réinjecté, sortait dans la poche de biogaz. On a fermé la vanne de vidange et attaché le sac de biogaz après l'étape 4.

#### 4.1.7.3 Cas avec saturation minimum

1) Avant remplissage des pilotes, on ajoute au déchet des boues mélangées à 35% du volume de lixiviat injecté dans les cas avec capacité au champ.

2) On remplit les cellules en trois stades comme expliqués dans l'étape 1 des deux autres cas. Ensuite, on met en place le couvercle, on applique la dernière charge, on boulonne la cellule et on connecte le sac de biogaz.

3) On place la cellule dans la chambre à  $33 \pm 2^\circ\text{C}$ .

La masse humide finale et la teneur en eau de chaque pilote sont présentées dans les Tableaux 4-5 et 4-6. A partir de la masse humide et du volume de déchets après compactage, on peut trouver les valeurs de la densité humide des déchets dans chaque cellule.

Tableau 4-5 Masse sèche, solide et humide des déchets dans les cellules expérimentales

Pilote	Masse sèche $M_d$ (kg)	Masse solide $M_s$ (kg)	Masse humide $M_h$ (kg)	Volume de déchet ( $\text{m}^3$ )
1	1,019	1,318	2,225	0,0029
2	1,014	1,313	2,100	0,0026
3	1,014	1,313	2,120	0,0024
4	1,029	1,328	2,005	0,0022
5	1,029	1,328	2,295	0,0029
6	1,044	1,343	2,190	0,0026
7	1,014	1,313	1,985	0,0024
8	1,024	1,323	1,985	0,0022
9	1,194	1,493	1,805	0,0029
10	1,139	1,438	1,750	0,0026
11	1,124	1,423	1,675	0,0024
12	1,054	1,353	1,665	0,0022
13	1,024	1,323	1,580	0,0026

Tableau 4-6 Densité sèche, solide, humide et teneur en eau des déchets dans les cellules expérimentales

Pilote	Densité sèche ( $\text{kg/m}^3$ )	Densité solide ( $\text{kg/m}^3$ )	Densité humide ( $\text{kg/m}^3$ )	Teneur en eau
1	353,6	457,3	771,7	0,54
2	383,3	496,2	793,4	0,52
3	422,1	546,5	882,2	0,52
4	460,2	593,9	896,4	0,49
5	357,0	460,8	796,0	0,55
6	394,6	507,6	827,4	0,52
7	422,1	546,5	826,0	0,49
8	458,0	591,7	887,5	0,48

9	414,3	518,0	626,1	0,34
10	430,5	543,5	661,2	0,35
11	467,9	592,3	697,0	0,33
12	471,4	605,1	744,4	0,37
13	387,0	500,0	597,0	0,35

Où  $M_d$  est la masse sèche des déchets sans l'eau constitutive des déchets humides comme les déchets de cuisine, l'eau de la boue et les 100ml de lixiviat ajoutés à la boue.  $M_s$  est la masse solide des déchets avec l'eau constitutive des déchets humides comme les déchets de cuisine, et sans l'eau de la boue et les 100ml de lixiviat ajoutée à boue.  $M_h$  est la masse humide après injection de lixiviat. Les valeurs de densité sèche, solide et humide sont obtenues en divisant la masse correspondant à chaque densité par le volume de déchets. Les valeurs de teneur en eau totale à l'état humide (Figure 2-2 au chapitre 2) sont obtenues à partir de la formulation suivante, qui est un des plus utilisées dans ce domaine (Olivier, 2003):  $Teneur\ en\ eau = \frac{M_h - M_d}{M_h}$ .

#### 4.1.8 Les capteurs de température

Chaque cellule est donc équipée des capteurs de température (sondes PT100, classe A, Pyro-système), inséré au cœur du massif de déchets lors du remplissage. Calibration des capteurs de température est prévue par le constructeur (certificat d'étalonnage). Les mesures de température sont exprimées avec une précision de  $\pm 0,01$  °C. La température ambiante de la pièce est maintenue à  $33$  °C  $\pm 2$  °C. Les valeurs de température sont récupérées tous les 1 ou 2 jours.

#### 4.1.9 Le biogaz

Le biogaz est récupéré dans un sac de stockage du biogaz en Tedlar (fluorure de polyvinyle), relié à la cellule par un flexible muni de clips. Le biogaz sort de la cellule en continu et le système est maintenu à peu près à pression atmosphérique. La quantification du volume présent dans la poche Tedlar se fait par poussée d'Archimède. Afin de connaître le poids d'eau déplacée, nous exerçons une poussée sur la poche de biogaz dans une bassine d'eau placée sur une balance. Le poids d'eau déplacé correspond au volume de gaz. Nous soustrayons à ce poids celui de la poche vide. Après la pesée des sacs de biogaz, on analyse le biogaz avec un Micro-GC (Chromatographie en phase Gazeuse), en connectant les sacs directement au Micro-GC (Figure 4-2).



Figure (4-2) Connexion de la poche de biogaz au Micro-GC

## 4.2 Résultats de production de biogaz

Nous présentons ici les résultats de production de biogaz dans les pilotes expérimentaux et nous discutons ces résultats.

### 4.2.1 Production totale de biogaz pendant un an

Les résultats de production totale de biogaz dans les pilotes sont présentés sur la Figure (4-3), en fonction de la teneur en eau et de la densité solide des déchets. Nous avons utilisé la notion de densité solide pour tracer les résultats car dans les ISDND les déchets sont stockés avec leur teneur en eau constitutive et donc les valeurs de densité que l'on atteint après le compactage sont celles de la densité solide. La surface des disques de la Figure (4-3) représente le volume de biogaz produit pendant un an.

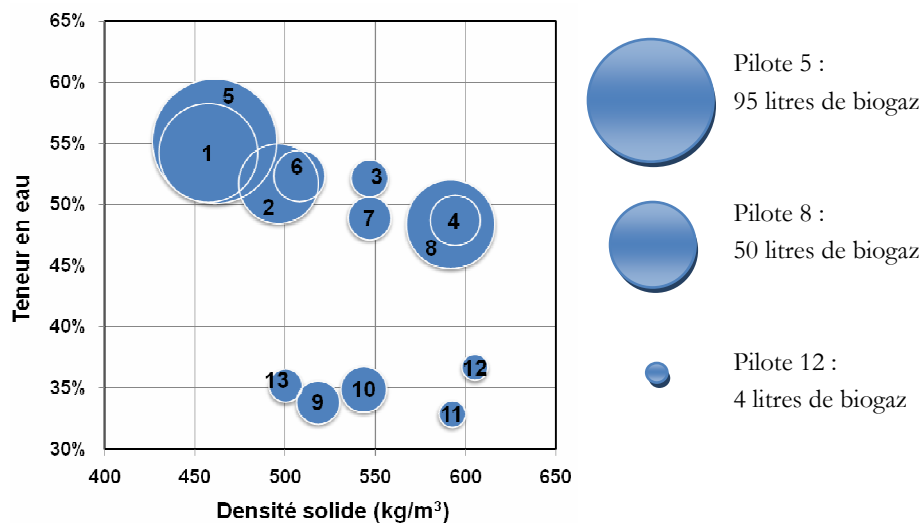


Figure (4-3) Production totale de biogaz pendant un an pour les 13 pilotes

On peut remarquer immédiatement qu'une tendance générale semble se dessiner : les déchets les moins denses et aux teneurs en eau les plus élevées produisent plus de biogaz dans la plupart des cas. Les pilotes produisant les quantités maximum de biogaz sont les pilotes 5 (95 litres de biogaz), 1 (60 litres de biogaz), 8 (48 litres de biogaz), 2 (40 litres de biogaz). Les pilotes 6 et 4 ont produit chacun 16 et 15 litres de biogaz respectivement. Les pilotes 5 et 1 qui ont produit le maximum de biogaz, sont également les pilotes les moins denses et les plus humides. Les pilotes 9 à 13 qui sont les moins humides, n'ont produit que de petites quantités de biogaz pendant quelques mois au début de leur mise en place et leur production de biogaz s'est ensuite arrêtée. Parmi eux les pilotes 9 et 10 ont produit à peu près deux fois plus que les pilotes 11 et 12 qui sont plus denses. On peut également remarquer que le pilote 8 pouvait être considéré comme une exception à la tendance dessinée ici puisque sa densité est parmi les plus élevées et qu'il se classe au 3ème rang des pilotes producteurs de biogaz. Sa teneur en eau est malgré tout assez élevée également et nous devons pousser plus en détails l'analyse des résultats afin d'essayer d'expliquer ce comportement.

La littérature nous indique fréquemment que la teneur en eau est un facteur clé de production de biogaz dans les déchets (Chapitre 1). Le compactage des déchets permet la distribution des nutriments et un meilleur contact entre les substrats et les microorganismes (Yuen et al., 1995). Toutefois, une augmentation de la densité pour un déchet déjà humide peut ralentir la production de méthane. En effet, une humidité élevée stimule la phase acide pouvant ainsi provoquer une production massive d'AGV (Yuen et al., 1995). Sur la Figure (4-3) nous distinguons trois zones représentées sur la Figure (4-4).



- Zone bleue avec une densité solide entre 400 et 520 Kg/m<sup>3</sup> et une teneur en eau totale supérieure à 50%. La production de biogaz est le maximale dans cette zone (40-95 litres en un an).
- Zone verte avec une densité solide entre 550 et 650 Kg/m<sup>3</sup> et une teneur en eau entre 45% et 55%. La production de biogaz dans cette zone est de l'ordre de 11-15 litres en un an, à l'exception du pilote 8 qui produit 48 litres de biogaz.
- Zone jaune avec une teneur en eau inférieure à 40% qui ne produit très peu de biogaz. Dans cette zone aussi la production de biogaz est plus avec des valeurs de densité plus faibles.

Comme nous en avons discuté auparavant, atteindre des valeurs de teneur en eau supérieures à 60% n'a pas été possible dans nos conditions expérimentales, à cause de la sortie de lixiviat avec le biogaz dès la mise en place des cellules. La ligne rouge sur la Figure (4-4) montre l'influence de la densité des déchets sur la production de biogaz dans l'ensemble des trois zones définies. La production de biogaz est plus élevée avec une densité plus faible dans les zones humides et sèches.

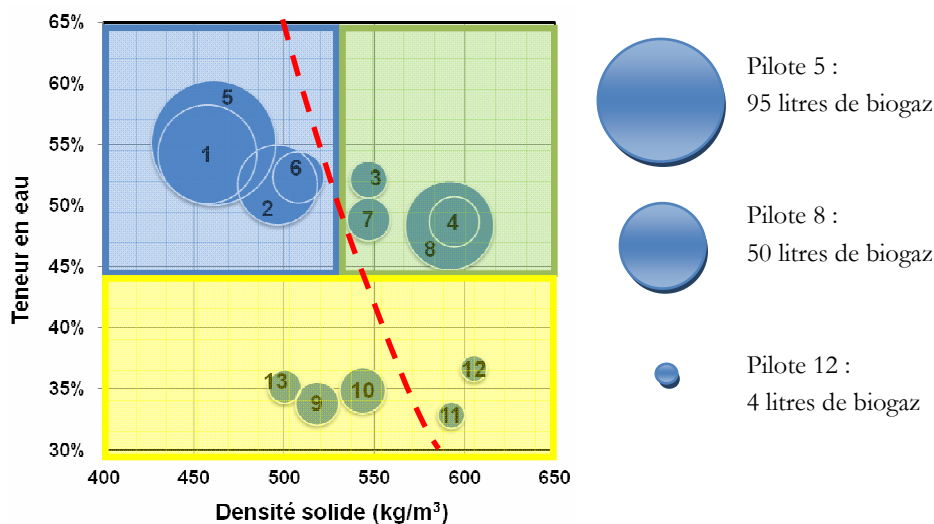


Figure (4-4) Trois zones de production du biogaz

### Les remarques

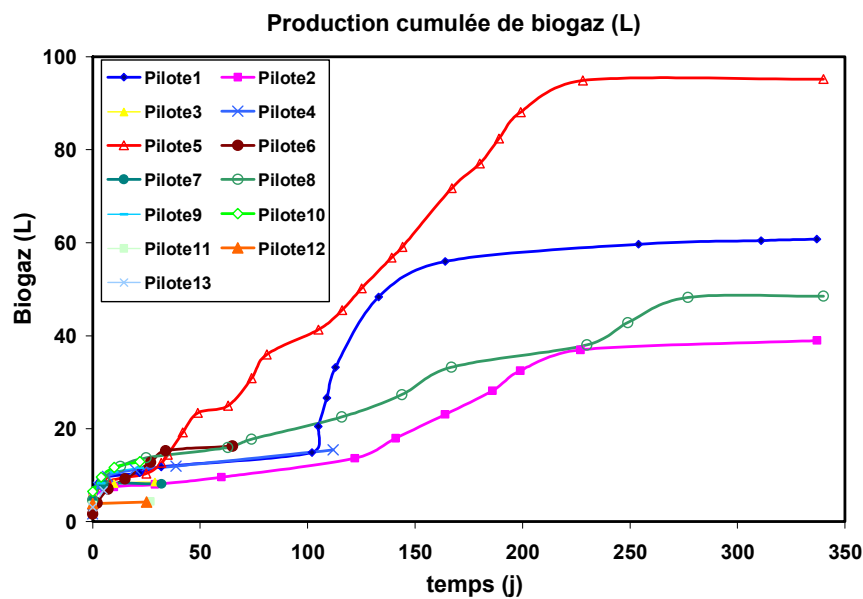
Nous avons remarqué que les pilotes 5, 2, 1 et 8 sont visuellement homogènes en humidité et en niveau de dégradation. Par contre dans les pilotes 3, 4, 7 et 6 on peut observer des zones dégradées et des zones intactes. Il n'y a quasiment pas de zone dégradée dans les pilotes 9 à 13. La Figure (4-5) montre les zones dégradées et intactes dans les pilotes 8, 11 et 5. Comme on peut voir sur la figure, le pilote 5 est dégradé de façon très homogène. Aucune zone intacte n'est observée dans ce pilote et c'est le pilote qui a produit le maximum de biogaz. Par contre le pilote 11 n'est pas du tout dégradé. Aucune zone dégradée n'est observée dans ce pilote. Le pilote 8 est dégradé en majorité. Une zone intacte est observée dans ce pilote comme indiqué en rouge sur la figure. Toutes les photos de la campagne expérimentale sont présentées dans l'annexe A.



Figure (4-5) Zones dégradées et intactes dans les pilotes 8, 11 et 5

#### 4.2.2 La production de biogaz au cours de temps

Les courbes de production de biogaz cumulées (méthane et dioxyde de carbone) sont présentées sur la Figure (4-6). Comme on peut voir sur ces courbes, la production de biogaz s'est arrêtée dans tous les pilotes après quelques mois, sauf pour les pilotes 1, 2, 5 et 8.



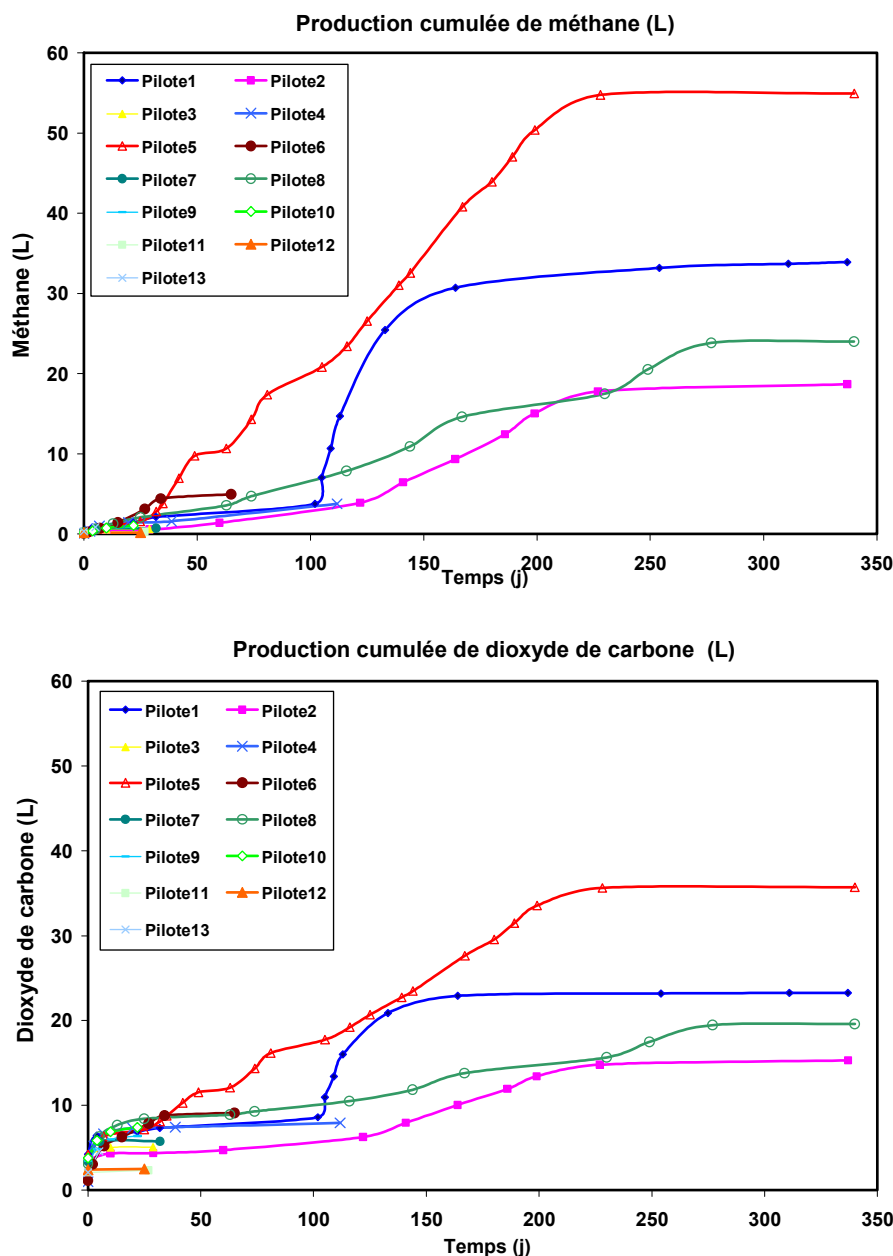
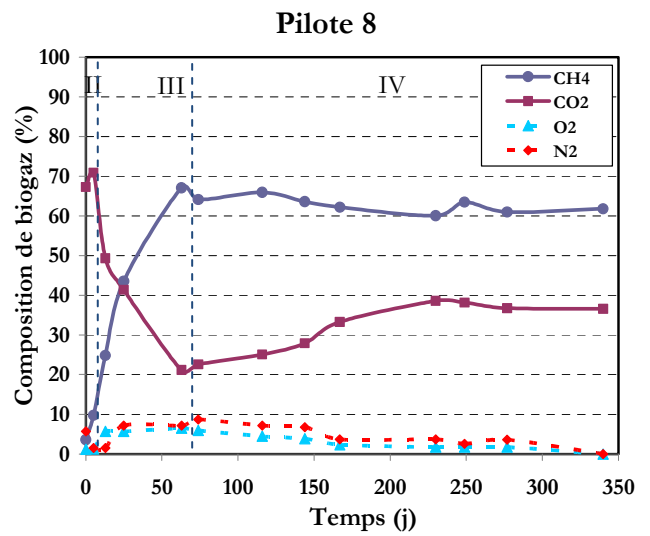
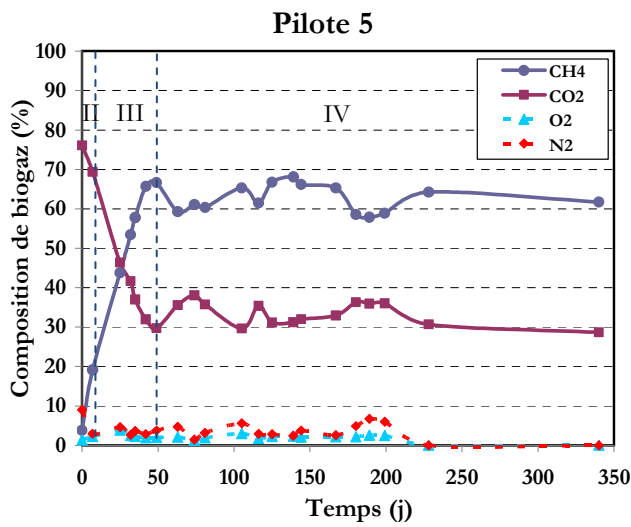
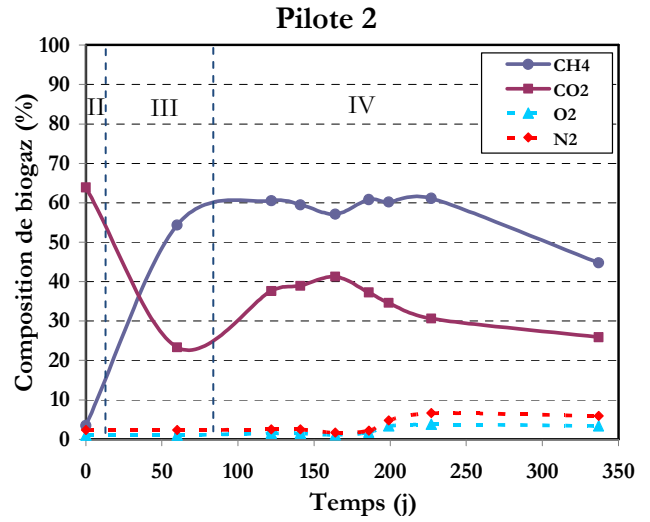
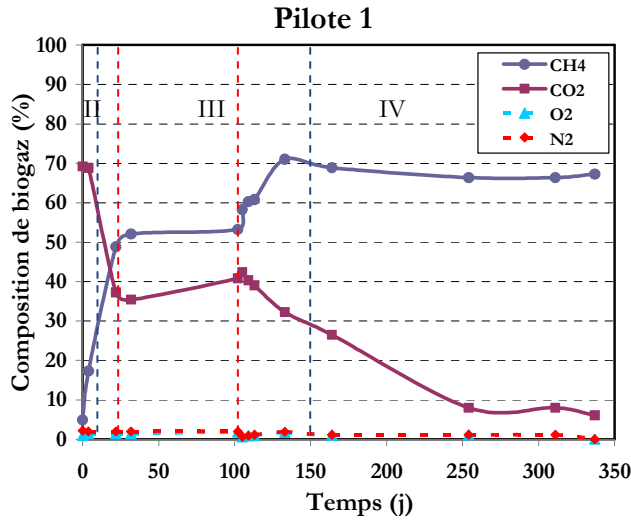


Figure (4-6) Production cumulée de biogaz, de méthane et de dioxyde de carbone dans un an dans les pilotes

On peut remarquer deux types de comportement : dans les pilotes 1 et 5 la production de méthane augmente brutalement à  $t \approx 30j$  pour le pilote 5 et à  $t \approx 110j$  pour le pilote 1. Par contre les pilotes 2 et 8 présentent des courbes beaucoup plus régulières. La mise en place brutale de la méthanogénèse dans le pilote 1 après 110 jours pourrait être causée par l'accumulation des AGV et l'inhibition de la méthanogénèse dans ce pilote jusqu'à  $t \approx 110j$ . La Figure (4-7) montre la composition du biogaz produit dans les pilotes 1, 2, 4, 5, 6 et 8. Pour les autres pilotes il n'y avait pas assez de données disponibles pour tracer des courbes. L'évolution du biogaz au cours de temps détermine les différentes phases de dégradation, présentées au chapitre 3: I) la phase aérobie en présence d'oxygène, où le biogaz est principalement composé de  $N_2$  (80%) et de  $O_2$  (20%) II) la phase acide où la proportion de  $N_2$  diminue, la proportion de  $CO_2$  et  $H_2$  augmentent dans le biogaz et atteignent les valeurs maximum (près de 80% pour le  $CO_2$  et de 20% pour  $H_2$ ) III) la phase méthanogène accélérée où les proportions de  $CO_2$  et de  $H_2$  diminuent dans le biogaz pour atteindre à moins de 50% pour le  $CO_2$ . La production de méthane augmente dans cette

phase et sa proportion dans le biogaz atteint plus de 50%, IV) la phase méthanogène ralentie où la proportion de méthane et de dioxyde de carbone reste quasiment constante, supérieure et inférieure à 50%, respectivement.

Composition du biogaz dans les pilotes 1, 2, 5 et 8



## Composition de biogaz dans les pilotes 4 et 6

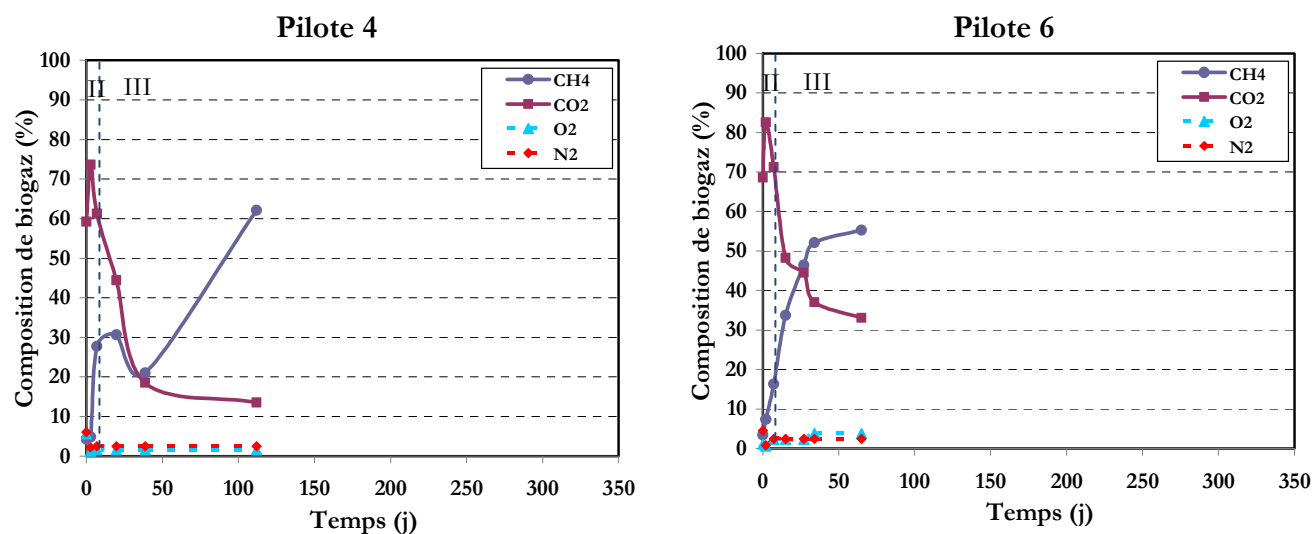


Figure (4-7) Composition du biogaz dans les pilotes

On peut remarquer que dans un délai d'une vingtaine de jours tous les pilotes atteignent la phase méthanogène accélérée. Cette phase, la phase III, est plus courte dans le pilote 5 que dans les autres pilotes et il arrive très rapidement à la phase méthanogène stable et ralentie. La phase méthanogène accélérée dure plus longtemps dans le pilote 1 par rapport aux autres pilotes, en particulier parce qu'on y observe un plateau de production de biogaz pendant lequel la composition du biogaz n'évolue pas non plus (ce plateau est marqué sur la Figure (4-7) entre les lignes rouges). Ce plateau pourrait valider notre hypothèse d'accumulation d'AGV dans le pilote 1 pendant les 100 premiers jours. Ce n'est pas une inhibition franche de la méthanogénèse dans le pilote 1, mais un ralentissement précoce, suivi d'une reprise de l'accélération de la méthanogénèse. On peut voir sur cette figure que la production de biogaz s'est arrêtée dans les pilotes 4 et 6 dans la phase méthanogène accélérée après 120j et 70j, respectivement.

### 4.2.3 Réinjection de lixiviat dans les pilotes les moins humides

Pour étudier l'effet de la réinjection de lixiviat dans les déchets nous avons choisi deux pilotes parmi les moins humides, les pilotes 10 et 13 et un pilote pour l'injection d'eau, le pilote 11. Nous rappelons que ces pilotes se sont arrêtés de produire du biogaz peu de temps après leur mise en place.

#### 4.2.3.1 Pilote 10

**Première réinjection (le 23/01/08):** Nous avons injecté 1580 ml du même lixiviat qui avait été utilisé pour saturer les cellules (lixiviat de Vert-Le-Grand dont les caractéristiques sont présentées dans le tableau ci-dessous). Le lixiviat a été injecté pendant 8min, en laissant la sortie de biogaz ouverte. 1000ml de lixiviat sont sortis du pilote par l'évent de biogaz et 580ml sont restés dans le pilote. La température du lixiviat en sortie de pilote était de 29,4°C, alors qu'elle était de 19,5°C en entrée. Dans le même temps, la température mesurée au cœur de la cellule passait de 34°C à 24°C à cause de l'injection de lixiviat. Ces données seront utilisées pour une simulation numérique de cette expérience. Les résultats de la mesure de pH et de la DCO du lixiviat à la sortie du pilote 10 après la réinjection sont présentés dans le Tableau 4-7, ainsi que les caractéristiques du lixiviat de Vert le Grand avant la réinjection dans le pilote 10. Les valeurs de pH et de DCO de ce lixiviat mesuré en 2007 avant la mise en place des pilotes expérimentaux sont de 7,78 et de 8420 mg O<sub>2</sub>/L, respectivement.

Tableau 4-7 Paramètres du premier épisode de réinjection et résultats de mesure de pH et de DCO du pilote 10

	Date	Volume injecté (mL)	Durée d'injection (min)	Température de lixiviat (°C)	DCO (mg O <sub>2</sub> /L)	pH
Lixiviat de VLG	22/01/08				6710	7,96
Lixiviat en sortie du P-10	23/01/08	1580	8	19,5	7238	7,54
Lixiviat en sortie du P-10	30/01/08				11375	-

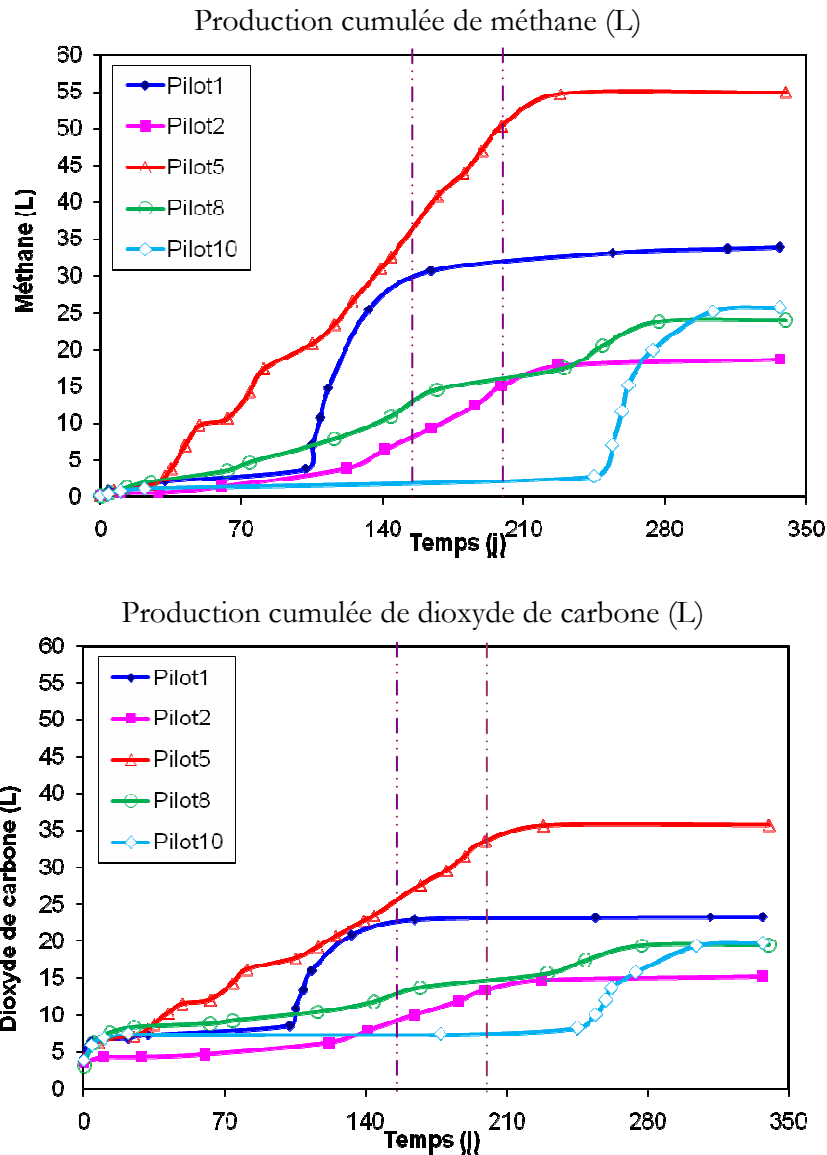
On peut voir que la recirculation dans le pilote a changé les caractéristiques du lixiviat entre l'entrée et la sortie : le lixiviat est ressorti plus acide (variation de pH de 7,96 à 7,54) et la DCO a augmenté (de 6710 à 7238 mg O<sub>2</sub>/L). Ces changements semblent indiquer que le pilote 10 était en phase acide au moment de la réinjection de lixiviat. Le passage en anaérobiose se caractérise par une diminution du potentiel d'oxydoréduction et par une forte augmentation de la charge organique des lixiviats, la DCO (Pohland, 1975 ; Tittlebaum, 1982 ; Pohland et Al-Yousfi, 1994 ; Ozkaya et al., 2004). Un mois après la réinjection de lixiviat la production de biogaz n'avait toujours pas redémarré. Nous avons décidé de lancer une deuxième réinjection le 5 mars, 42 jours après la première réinjection.

**Deuxième injection (Le 05/03/08):** Nous avons réinjecté 1000ml du lixiviat de Vert-Le-Grand dans le pilote 10, pendant 5 min. A partir de 350ml de volume injecté, le lixiviat a commencé à sortir du pilote par l'évent de gaz. A l'issue de la réinjection nous avons récupéré 1040ml de lixiviat en sortie du pilote. Les paramètres de réinjection et les résultats des mesures de pH et de DCO pour les deux réinjections sont résumés dans le Tableau 4-8. Les deux épisodes de réinjections sont marqués en gris.

Tableau 4-8 Paramètres de deuxième épisode de réinjections et les résultats de mesure de pH et de DCO du pilote 10

	Date	Volume injecté (mL)	Durée d'injection (min)	Température de lixiviat (°C)	DCO (mg O <sub>2</sub> /L)	pH
Lixiviat de VLG	22/01/08				6710	7,96
Lixiviat du P-10 avant la 2 <sup>ème</sup> réinjection	05/03/08				> 15000	7,91
Lixiviat en sortie du P-10 après la 2 <sup>ème</sup> réinjection	05/03/08	1000	5	12	> 15000	7,28

En comparant les valeurs du pH juste avant et après la deuxième réinjection, Tableau 4-8, on peut remarquer que le lixiviat devient plus acide après son passage dans le pilote. La mesure de DCO montre qu'après la première réinjection le lixiviat est très chargé en DCO. Les observations semblent confirmer la persistance de la phase acide dans le pilote 10, même après la première réinjection. Deux semaines après la deuxième réinjection dans le pilote 10, le pilote a commencé à produire du biogaz. Pendant les trois mois qui ont suivi la deuxième réinjection, le biogaz produit (50 L) a même excédé le total de biogaz produit par les pilotes 2 et 8 (40L et 48L respectivement). La Figure (4-8) présente la production cumulée du pilote 10 et sa composition. Les deux épisodes de réinjection au 177<sup>ème</sup> et 219<sup>ème</sup> jours sont marqués par les lignes rouges. Les phases de dégradation sont marquées sur la Figure (4-8c) par les lignes bleues.



Composition de biogaz dans le pilote 10

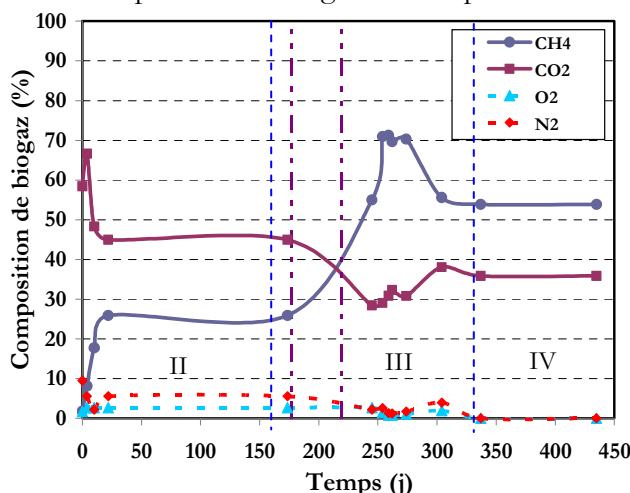


Figure (4-8) Production cumulée du pilote 10 en comparaison avec les autres pilotes, et composition du biogaz

La Figure (4-8c) montre qu'après la deuxième injection de lixiviat dans le pilote 10, la production de biogaz augmente puis devient rapidement stable dans une phase méthanogène ralentie (phase IV de dégradation). On peut positionner le pilote 10 après la réinjection de lixiviat, avec le numéro 10\*, dans le même diagramme que la Figure (4-3) avec les autres pilotes. Ces résultats modifiés sont présentés dans le Figure (4-9), avec le pilote 10\* en rose. La densité solide du pilote est restée constante, par contre la teneur en eau du pilote est passée de 35 à 50% (estimation à partir du bilan hydraulique de réinjection).

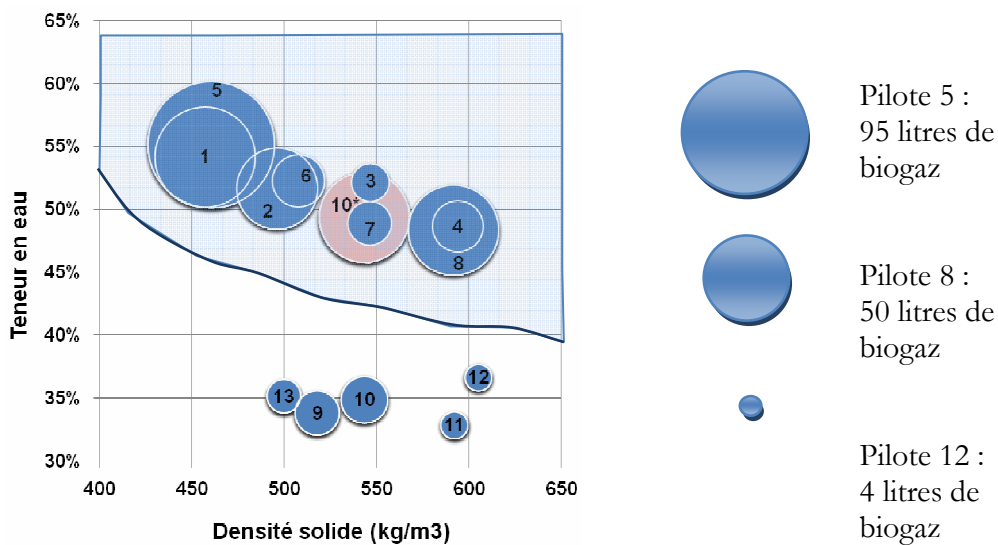


Figure (4-9) Positionnement du pilote 10\* avec les autres pilotes pour la production de biogaz en fonction de la teneur en eau et de la densité

Les résultats présentés dans la Figure (4-9) peuvent nous permettre de définir une zone empirique en fonction de la densité solide et de la teneur en eau, en bleu sur la Figure (4-9), dans laquelle on a obtenu une production de biogaz optimum dans les conditions de nos expérimentations. La ligne bleue sur cette figure représente la limite probable de la capacité au champ pour le déchet reconstitué.



## Remarques concernant la réinjection de lixiviat

Pour des raisons techniques, nous n'avons pas pu régler le débit de réinjection de lixiviat dans le pilote 10. Nous avons remarqué qu'un débit d'injection plus modéré nous aurait probablement permis une humidification plus homogène des déchets, en évitant les écoulements préférentiels, et peut être aussi de limiter l'effet de lessivage de la biomasse et des nutriments dans le pilote.

## Simulation numérique du pilote 10

Pour valider la partie biologique de notre modèle numérique, nous avons décidé de faire une simulation numérique du pilote 10 pendant la réinjection de lixiviat. Nous nous intéressons à vérifier si le modèle est capable de prévoir le comportement hydro-thermo-biologique d'un pilote expérimental de laboratoire.

Les paramètres de réinjection sont présentés dans les Tableaux 4-7 et 4-8. Nous avons utilisé un modèle 0D qui est représenté par un parallélépipède avec la méthode des volumes finis. Ce parallélépipède a des dimensions qui circonscrivent le cylindre du pilote :  $0,13 \times 0,13 \times 0,15 \text{ m}^3$ . Les paramètres hydrauliques et physiques des déchets comme la densité sont obtenus à partir des paramètres des déchets du pilote 10. Pour la saturation, comme nous n'avons pas la valeur de la porosité des déchets, nous avons utilisé la valeur de la saturation minimum proposée dans la littérature et égale à 0,2. Pour la simulation des variations de température pendant la réinjection de lixiviat nous avons besoin de la valeur de la conductivité thermique du PVC utilisé dans les pilotes. Nous avons trouvé une valeur de conductivité thermique  $\lambda = 0,12-0,17 \text{ W/mK}$  pour le PVC dans des fiches techniques de fabricants. Pour différentes épaisseurs de cylindre, du couvercle et de la base du pilote nous trouvons les valeurs correspondantes de la transmissivité thermique ( $\theta$ ) avec la formule:

$$\theta = \frac{\lambda.S}{e} \quad (4-1)$$

Où  $\lambda$  est la conductivité thermique (W/mK),  $S$  est la section ( $\text{m}^2$ ) et  $e$  est l'épaisseur (m). Pour notre modèle nous utilisons une valeur moyenne de transmissivité thermique de 0,2 W/K. Pour les paramètres biologiques du modèle, nous avons utilisé les valeurs expérimentales disponibles. Nous avons considéré une valeur initiale de biomasse égale à 0,18kg comme nous avons ajouté cette valeur de boue méthanogène à nos pilotes pour les inoculer. Nous supposons une concentration initiale en AGV égale à 0. Nous présentons dans le tableau suivant les valeurs des paramètres utilisés pour la simulation numérique, ainsi que les valeurs calées pour approcher les résultats expérimentaux.

Tableau 4-9 Paramètres de la simulation numérique du pilote 10

Paramètres	Valeurs	Remarques
A1- A2- A3 (%)	0,16 - 0,269 - 0,065	Fractions biodégradables, selon l'Ademe (Tableau 4-2)
$C_p$ (kJ/kg.K)	1350	Tableau 2-4, chapitre 2
$X_{initiale}$ (g)	0,2	0,18g de boue méthanogène ajouté au pilote
$A_{Sinitiale}$ (g)	0	Au début de mise en place du pilote il n'y a pas d'AGV, comme la dégradation n'a pas commencé

Valeurs calées pour approcher les courbes expérimentales thermiques et biologiques		
$\lambda$ (W / mK)	0,6-0,8	Valeurs calées par la courbe expérimentale de température
$\mu_{\max}$ ( $j^{-1}$ )	0,26	
$K_d$ ( $j^{-1}$ )	0,0017	
$k_{h1}, k_{h2}, k_{h3}$ ( $j^{-1}$ )	0,7 - 0,25 - 0,086	Valeurs calées par la courbe expérimentale de production de biogaz
$Y$ (kg / kg)	0,08	

Les résultats hydro-thermo-biologiques sont présentés sur la Figure (4-10). La simulation numérique a lieu pour une durée de 14 mois après la mise en place du pilote 10. La première réinjection a été réalisée au bout de 8 mois et la deuxième réinjection 42 jours plus tard.

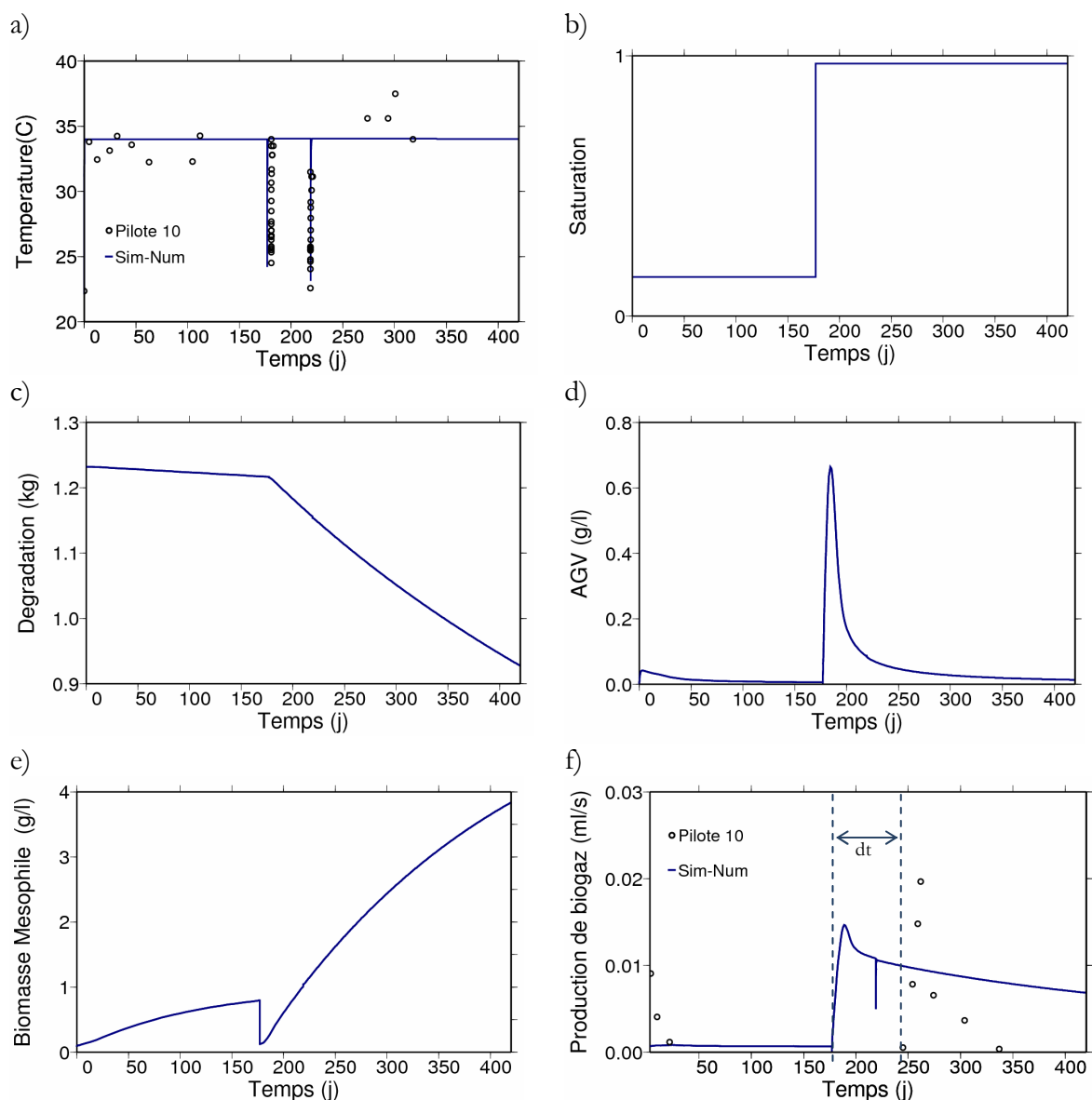


Figure (4-10) Résultats hydro-thermo-biologiques de simulation numérique du pilote 10

La température des déchets diminue pendant les réinjections de lixiviat et remonte très rapidement à la température ambiante. Comme on peut voir sur la Figure (4-10a) la température de la chambre varie entre 33°C et 35°C et elle atteint même parfois 37°C. Dans notre modèle nous considérons une température constante à 34°C. Comme nous pouvons le voir sur la figure, le résultat thermique du modèle superpose très bien la courbe expérimentale pendant les épisodes d'injection de lixiviat. La courbe de saturation montre qu'après la première réinjection, la saturation initiale du pilote augmente et atteint instantanément sa valeur maximum. La deuxième réinjection n'influe pas la valeur de saturation, ce qui est observé dans le pilote pendant les essais. La première réinjection déclenche l'hydrolyse et la dégradation de la phase biodegradable solide des déchets à cause des changements de saturation et de température. La concentration en AGV augmente après la première réinjection de lixiviat et diminue dès que la biomasse méthanogène croît en consommant les AGV. Malheureusement nous n'avons pas mesuré les valeurs d'AGV et leur variation avec le temps mais ce comportement est bien en accord avec les données de la littérature (Pohland et Al-Yousfi, 1994). Vigneron (2005) a mesuré la concentration en AGV dans des cellules expérimentale de 0,2m<sup>3</sup>. Ses résultats montrent une concentration en AGV qui augmente dans la phase acide jusqu'à 3-8 g/l et même plus puis qui diminue lors de la phase méthanogène au-dessous de 0,15-0,10 g/l. Avec notre modèle la réinjection de lixiviat déclenche une augmentation d'AGV jusqu'à 0,7g/l dans une cellule de 0,0026m<sup>3</sup> de déchet. La concentration en AGV diminue au-dessous de 0,10 g/l dans la phase méthanogène.

La deuxième réinjection simulée n'influence pratiquement pas l'évolution des AGV et de la biomasse. La production de biogaz est déclenchée après la première réinjection de lixiviat et diminue vers les valeurs initiales après quelque mois de réinjection. La Figure (4-10f) présente le débit de biogaz dans le pilote 10 en comparaison avec la courbe de simulation numérique. Le décalage entre la production de biogaz dans le modèle et le pilote 10 après la réinjection de lixiviat pourrait être attribuée à un temps de retard, dt dans la Figure (4-10f), qui n'est pas pris en compte par notre modèle. Il pourrait alors suffire de déplacer la courbe de simulation pour un dt (Barlaz, Denver 2008). La production de biogaz augmente avec l'injection de lixiviat et elle diminue au bout de quelques mois. La deuxième réinjection n'influence pas les résultats hydrauliques et biologiques de la simulation. Le pilote est déjà saturé et le refroidissement des déchets par le lixiviat diminue la production de biogaz pendant l'injection. Ce résultat montre le rôle essentiel de la teneur en eau dans la dégradation des déchets et la production d'AGV, de biomasse et de biogaz. La Figure (4-10f) montre que le modèle numérique est tout à fait capable de prévoir le débit de production de biogaz pour les cas expérimentaux à l'échelle du laboratoire. Nous pouvons alors utiliser les valeurs des paramètres thermiques et biologiques comme la mortalité et la croissance maximum, la biomasse et la concentration initiale en AGV calées par les courbes expérimentales pour l'application du modèle aux cas des ISDND-bioactives au chapitre 5.

Les résultats de simulation numérique du pilote 10 indiquent que la reprise de la production du biogaz dans le pilote 10 serait plutôt le résultat de la première injection de lixiviat. Par contre les analyses de DCO et de pH semblent indiquer que même après la deuxième réinjection de lixiviat, les déchets resteraient acides dans ce pilote. La reprise de la production de biogaz pourrait dans ce cas être attribuée à la diminution de la concentration en AGV par la deuxième réinjection de lixiviat. Nous allons tenter de vérifier cette hypothèse en injectant une seule fois du lixiviat dans le pilote 13.

#### 4.2.3.2 Pilote 13

Le pilote 13 est le pilote le moins humide. Nous avons injecté du lixiviat de Vert-Le-Grand avec un pH de 7,97, dans le pilote 13, le 6 août 2008. Nous avons injecté 900ml de lixiviat et 350ml de lixiviat est sorti du pilote. Deux mois après la réinjection de lixiviat, début octobre, la production de biogaz a commencé dans le pilote 13. La Figure (4-11) montre le démarrage de la phase

méthanogène dans le pilote 13 après l'injection de lixiviat. L'épisode de réinjection de lixiviat est marqué sur la figure par une ligne rouge.

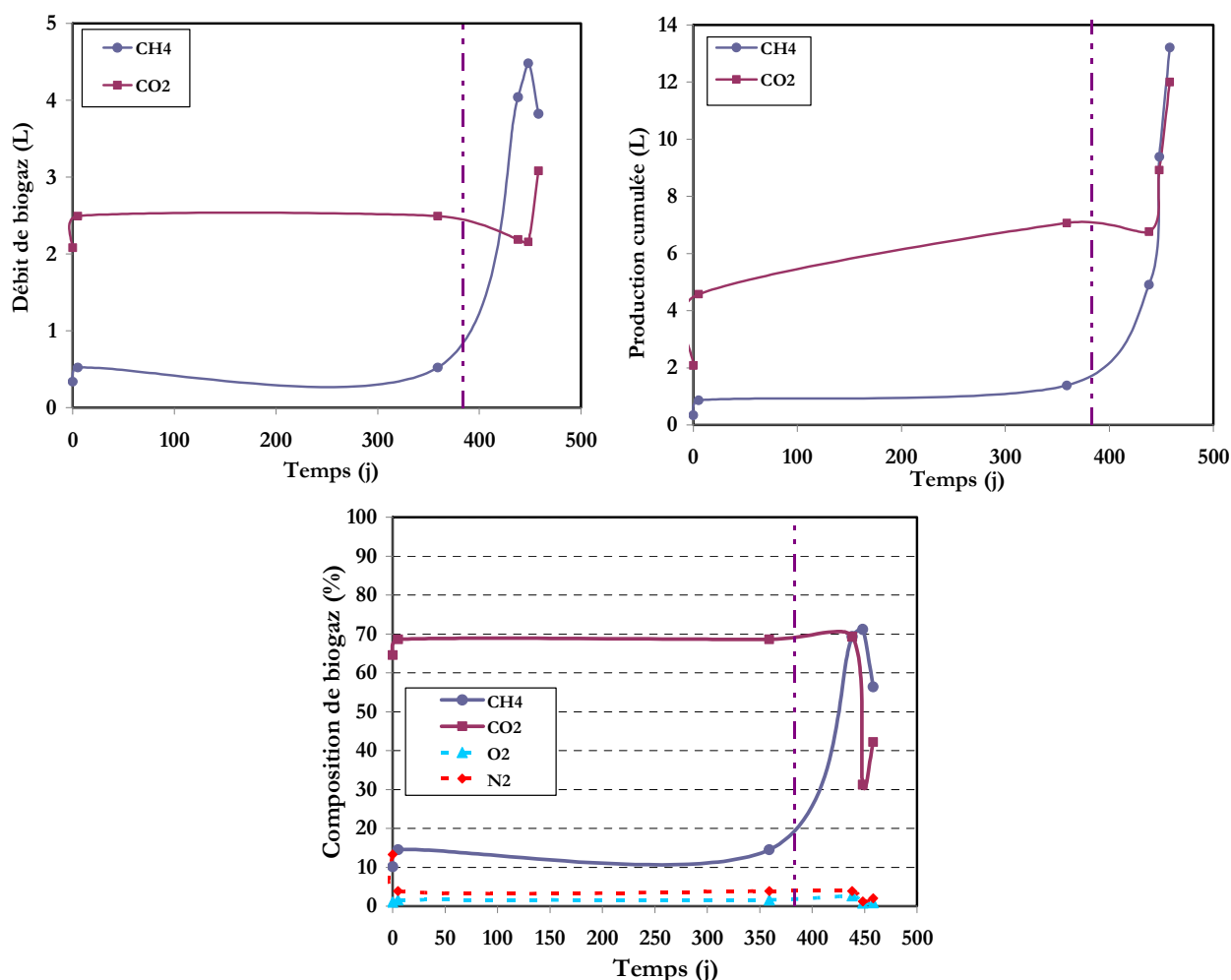


Figure (4-11) Débit de méthane et de dioxyde de carbone, production cumulée de biogaz et la composition du biogaz du pilote 13

#### 4.2.3.3 Pilote 11

Nous avons recirculé de l'eau pure dans le pilote 11 pour vérifier si l'injection d'eau sans les caractéristiques biochimiques du lixiviat peut aussi déclencher la production de biogaz. L'injection de l'eau dans ce pilote a été effectuée avec un très fort débit pour des raisons techniques liées à la pompe utilisée. Cette injection n'a pas déclenché la production de biogaz dans le pilote 11, probablement parce que ce débit fort a lessivé les microorganismes présents dans le milieu. Nous vérifions ce résultat au 4.3 en injectant de l'eau dans les autres pilotes. Nous verrons que l'injection de l'eau dans le pilote 7 déclenche une production de biogaz de 7 litres pendant quelques semaines.

Nous présentons dans la partie suivante les résultats des analyses de microbiologie, de DCO et d'AGV dans les échantillons de lixiviat prélevés dans les différents pilotes et nous discutons les résultats.

## 4.3 Analyse microbiologique des pilotes expérimentaux

### 4.3.1 Echantillonnage du lixiviat à partir des pilotes

Pour mieux interpréter les résultats des pilotes expérimentaux, nous avons réalisé les analyses de biomasse, d'AGV et de DCO à partir d'échantillons de lixiviat prélevés dans les pilotes. Ce qui nous a encouragé à réaliser ces analyses est le comportement du pilote 7, qui a réagi au changement de la température de la chambre de 33-35 à 38°C. Le pilote 7, comme on a pu le voir sur la Figure (4-3), a produit 11 litres de biogaz pendant quelques mois après sa mise en place et il s'est arrêté par la suite de produire du biogaz. 300 jours après sa mise en place la température de la chambre a augmenté accidentellement de 34 à 38°C pendant 2 à 3 jours. Pendant ces jours là, le pilote 7 a produit 4L de biogaz. La production de biogaz s'est arrêtée après diminution de la température de la chambre. Le pilote 7 est le seul pilote à avoir réagi au changement de la température. La Figure (4-12) présente le comportement du pilote 7 pendant 400 jours après sa mise en place. On peut remarquer l'effet du changement de température sur la production de biogaz dans ce pilote.

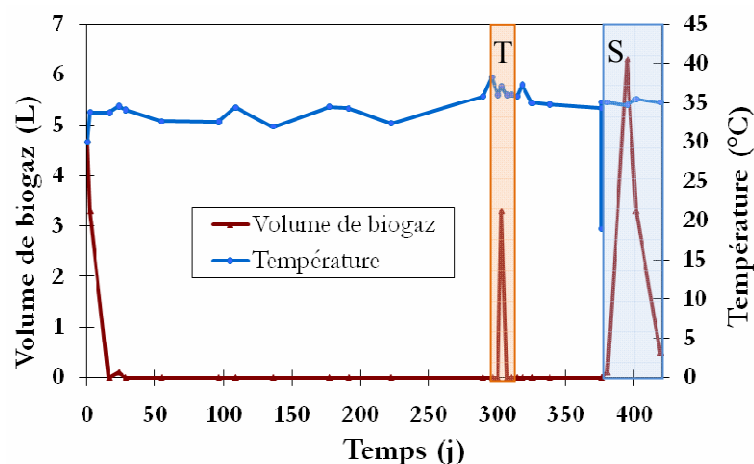


Figure (4-12) Comportement du pilote 7 pendant 400 jours après sa mise en place

Nous avons choisi 8 pilotes parmi les 13 pour réaliser les analyses biologiques. Le choix a été fait de comparer les pilotes 5 et 1, 2 et 6, 4 et 8, 12 et 8 et finalement d'étudier l'écosystème du pilote 7. Pour réaliser les analyses biologiques nous avons récupéré les échantillons de lixiviat à partir de la vanne de vidange du lixiviat (Figure (4-1)). Pour le premier prélèvement, le 14/08/08, nous avons récupéré le lixiviat assez facilement par la vanne dans les pilotes 1, 2, 4, 5, 6, 8, donc les pilotes les plus humides. Par contre pour les pilotes 7 et 12, le lixiviat ne s'écoulait pas. Pour pouvoir récupérer les échantillons à partir de ces pilotes sans changer leurs caractéristiques biochimiques, nous avons injecté de l'eau pure avec un pH de l'ordre de 7 dans ces pilotes et nous avons récupéré les échantillons de lixiviat par la vanne de vidange. La Figure (4-12) montre l'effet de l'injection d'eau dans le pilote 7. L'injection d'eau dans ce pilote a déclenché une production de biogaz de 7 litres.

Après avoir réalisé les premières analyses biochimiques, nous avons procédé à un prélèvement de lixiviat dans tous les pilotes, le 22/09/08, en utilisant la même méthode, c'est-à-dire injecter à peu près 400mL d'eau dans tous les pilotes et récupérer tout le lixiviat sortant de chaque pilote après une heure d'injection. Les échantillons de lixiviat sont ensuite centrifugés, fixés et conservés au congélateur. Les détails de chaque échantillonnage sont présentés dans le Tableau 4-10. Nous utilisons la notation Pn (n : numéro du pilote) pour les échantillons de chaque pilote.

Tableau 4-10 Détails d'échantillonnage et les volumes d'eau injecté dans chaque pilote

Pilote	14/08/2008	22/09/2008	
		Volume d'eau injecté (ml)	Volume de lixiviat récupéré (ml)
1	SIE*	450	300
2	SIE	420	280
4	SIE	380	250
5	SIE	450	300
6	SIE	420	300
7	450ml de l'eau injecté et 300ml récupéré	300	220
8	SIE	450	210
12	600ml de l'eau injecté et 300ml récupéré	400	40
Remarques	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ *SIE : lixiviat récupéré Sans Injection d'Eau</li> <li>▪ pH d'eau injectée = 7,13</li> <li>▪ P7: 2 fois centrifugé</li> <li>▪ P12: 5 fois centrifugé</li> <li>▪ Fuite d'eau par le raccord femelle de la poche de biogaz au pilote 12, la fuite a été bouchée</li> </ul>	P12: 2 fois centrifugé pH de l'eau injecté: 7,8	

### 4.3.2 Résultats des analyses biochimiques et microbiologiques

#### Résultats des analyses biochimiques

Les résultats de l'analyse du pH, d'AGV et de DCO des échantillons sont présentés dans le Tableau 4-11 pour les deux épisodes de prélèvement.

Tableau 4-11 Résultats d'analyse du pH, d'AGV et de DCO dans les pilotes

Pilote		1	2	4	5	6	7	8	12	
14/08/08	AGV (mg/L)	Acide acétique	nd*	nd	nd	nd	nd	2150	nd	428
		Acide propionique	nd	nd	nd	nd	nd	824	nd	nd
		Acide butyrique	nd	nd	nd	nd	nd	2861	nd	4233
	DCO (mg/L)		9610	18030	10930	13490	11970	23360	9960	21620
	pH		8,33	8,18	8,1	8,19	8,23	6,31	8,24	5,77
22/08/08	AGV (mg/L)	Acide acétique	nd	nd	nd	nd	nd	2943	nd	304
		Acide propionique	nd	nd	nd	nd	nd	1025	nd	nd
		Acide butyrique	nd	nd	nd	nd	nd	2784	nd	2580
	DCO (mg/L)		4080	5020	4380	5100	3700	17140	3100	8880
	pH		8,04	7,65	7,76	7,51	7,78	6,51	7,85	6,13

\* nd : Non détecté

Les résultats montrent que le pH des pilotes 1, 2, 4, 5, 6 et 8 est de l'ordre de 8, pour la première et la deuxième analyse, ce qui indique plutôt la phase méthanogène de dégradation anaérobie. Dans ces mêmes pilotes la concentration en AGV est négligeable. Le pH des pilotes 7 et 12 est de l'ordre de 6 ce qui indique plutôt la phase acidogène de la dégradation anaérobie. Le pH optimum pour la méthanogénèse est compris entre 6 et 8 (Ehrig, 1983), et plus précisément entre 6,8 et 7,4 (Barlaz et al., 1990). Pour des déchets ménagers se dégradant en cellules expérimentales, le pH serait compris entre 4 et 7 pour la phase d'acidogénèse et entre 6,9 et 8,5 pour la phase de méthanogénèse (Bouchez et Bourdon, 2001 ; François, 2004). Au-dessous de pH 6, la croissance de la biomasse méthanogène est fortement inhibée. Une chute de pH est, en général, le signe de l'accumulation d'AGV et donc vraisemblablement d'un dysfonctionnement du système. On peut remarquer une forte concentration en AGV dans les pilotes 7 et 12 ce qui confirme bien l'inhibition de la phase méthanogène. Nous rappelons que ces deux pilotes se sont arrêtés de produire le biogaz quelques mois après leur mise en place, ce qui peut s'expliquer avec les valeurs de pH et d'AGV mesurées.

Les valeurs de DCO habituellement observées en phase de méthanogénèse sont comprises entre 500 et 4 500 mg O<sub>2</sub>/l (Kjeldsen et al., 2002) et elles peuvent atteindre la valeur de 8000 mg O<sub>2</sub>/l (Rastas, 2002). La DCO est plutôt élevée en sortie de nos pilotes par rapport aux moyennes mentionnées dans la littérature, pour les échantillons prélevés dans le premier temps. Ceci peut s'expliquer par les fortes concentrations de DCO mesurées dans le lixiviat utilisé (Tableau 4-7). Les valeurs de DCO au deuxième prélèvement sont plus raisonnables et dans les gammes de valeurs de la littérature pour la phase méthanogène. Mais les valeurs très élevées de DCO dans les pilotes 7 et 12 confirment bien une accumulation d'AGV dans la phase acide. Dans la phase méthanogène, la consommation des AGV entraîne une augmentation du pH vers une plage de valeurs qui stimule la méthanogénèse (Barlaz et al., 1990). La concentration en matière organique présente dans les lixiviats diminue, ce qui se traduit par une baisse de la DCO.

## Fixation et hybridation des échantillons avec la technique FISH

**La fixation** (d'évolution des microorganismes) d'un échantillon est une étape clé d'hybridation. Pour la plupart des microorganismes une bonne fixation est atteinte avec une concentration de formaldéhyde (un composé organique très volatil) de 1% à 4%. Pour fixer nos échantillons nous avons suivi les étapes suivantes :

- 1) Dans un tube de 2 mL, ajouter 500 µL de PBS 1X et 1,5 mL de PFA à 4%, vortexer.  
Le PBS, tampon phosphate salin (en anglais Phosphate-Buffered Saline), est une solution tampon qui maintient approximativement le même pH malgré l'addition de petites quantités d'un acide, d'une base ou d'une dilution. Il s'agit d'un soluté physiologique contenant du chlorure de sodium, du phosphate trisodique et du phosphate de potassium. Le PFA ou paraformaldéhyde est une substance stable au niveau de la réactivité.
- 2) Laisser incuber 1 h à 4°C.
- 3) Laver le culot avec 200 µL de PBS 1X. Vortexer. Centrifuger 10 min, à 12100 g, 4°C. Retirer le surnageant.
- 4) Répéter l'étape 3.
- 5) Retirer le surnageant.
- 6) Ajouter 500 µL de PBS 1X et 500 µL d'éthanol 95%.
- 7) Conserver l'échantillon fixé à -20°C ou -80°C.

**FISH** : L'Hybridation fluorescente *in situ* (en anglais Fluorescent *In Situ* Hybridization) est une technique de biologie moléculaire d'hybridation *in situ* utilisant des sondes marquées à l'aide d'un marqueur fluorescent et utilisées en microscopie. Le FISH est une technique de cytogénétique permettant de voir des éléments à l'intérieur de la cellule ou d'identifier des microorganismes. Pour l'hybridation de nos échantillons avec cette technique nous suivons les étapes suivantes :

## 1) Sondes

3 sondes sont utilisées dans le cadre de cette étude. Les spécificités de chaque sonde sont décrites dans le tableau ci-dessous.

Tableau 4-12 Spécificités des sondes utilisées dans l'étude

Sonde	Cible	% formamide	Fluorophore	Codage
EUB338 I	Plupart des Bactéries	35	FITC	Vert
Arc915	Archaea	35	Cy5	Bleu
MX1361	Methanosaeta	35	Cy3	Rouge

Les sondes sont livrées lyophilisées. Avant de les utiliser, il est important des les remettre en suspension dans de l'eau nanopure stérile (solution mère) et de les diluer (solution de travail à 50 ng/ $\mu$ L). Les sondes sont conservées à -20°C.

## 2) Préparation de la solution d'hybridation

Nous travaillons à 35% de formamide pour l'ensemble des sondes. La composition de la solution d'hybridation est la suivante :

- 180  $\mu$ L de NaCl 5 M
- 20  $\mu$ L de Tris HCl 1 M
- 350  $\mu$ L de formamide
- 450  $\mu$ L d'eau nanopure
- 2  $\mu$ L de SDS 10%

## 2) Préparation de la solution de rinçage

La composition de la solution de rinçage est la suivante :

- 1 mL de Tris HCl 1 M
- 700  $\mu$ L de NaCl 5 M
- 2,5 mL d'EDTA 0,1 M
- QSP 50 mL d'eau nanopure
- 50  $\mu$ L de SDS 10%

La solution de rinçage est placée au bain-marie à 48°C.

## 3) Hybridation *in situ*

- Déposer 20  $\mu$ L d'échantillon dans chaque puits d'une lame de microscope.
- Placer la lame au minimum 30 min au four à 46°C pour sécher les échantillons.
- Placer la lame 3 min dans 3 bains d'éthanol successifs : éthanol 50%, 80% et 96%.
- Ajouter 10  $\mu$ L de solution d'hybridation dans chaque puits.
- Ajouter 1  $\mu$ L de chaque sonde dans chaque puits.
- Imbiber un morceau de papier absorbant avec le reste de la solution d'hybridation.
- Placer le papier et la lame dans un tube de 50 mL et fermer.
- Placer le tube au four à 46°C durant 1h30.
- Rincer la lame avec un peu de solution de rinçage.
- Placer la lame dans le tube de solution de rinçage et déposer l'ensemble dans le bain-marie à 48°C durant 10 min.
- Rincer la lame à l'eau et la sécher.



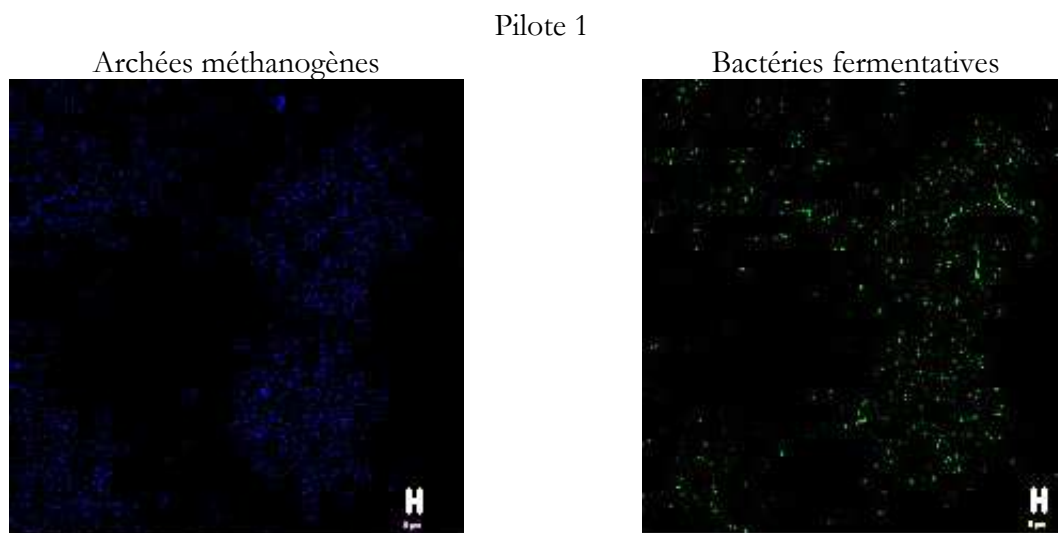
- Monter la lame avec une goutte de citifluor dans chaque puits et déposer une lamelle et la scotcher.

### Microscopie confocale laser

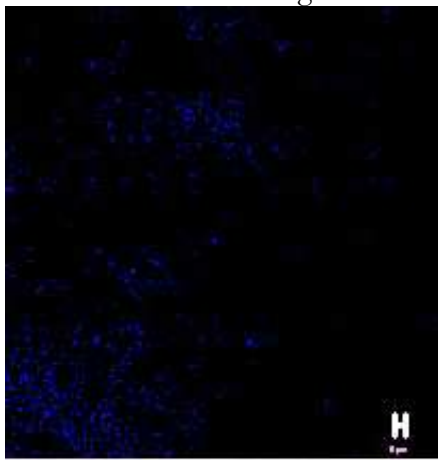
Un microscope confocal est un microscope optique qui a la propriété de réaliser des images de très faible profondeur de champ (environ 400 nm) appelées *sections optiques*. En positionnant le plan focal de l'objectif à différents niveaux de profondeur dans l'échantillon, il est possible de réaliser des séries d'images à partir desquelles on peut obtenir une représentation tridimensionnelle de l'objet. L'objet n'est donc pas directement observé par l'utilisateur ; celui-ci voit une image recomposée par ordinateur. Le microscope confocal fonctionne en lumière réfléchie ou en fluorescence. La plupart du temps, on utilise un laser comme source de lumière. On parle alors de microscope confocal à balayage laser - MCBL (en anglais CLSM pour confocal laser scanning microscope).

### Résultats de l'analyse microbiologique

Les résultats d'analyses microbiologiques par la technique FISH sont présentés ci-dessous pour la première et la deuxième analyse. Tous les échantillons ont été dilués à 1/2 sur la lame, les archées méthanogènes apparaissent en bleu et les bactéries fermentatives en vert. Lors de la première observation, nous avons remarqué une population microbienne en forme des chaînes dans le pilote 7, ce qui n'a pas été observé dans les autres pilotes. Cette forme des microorganismes pourrait être attribuée au genre *methanosaeta* (Pevero, 2006). Une sonde spécifique au genre *methanosaeta* a été alors ajoutée. Les résultats montrent que la population microbienne dans le pilote 7 est bien du genre *methanosaeta* (en rouge sur les Figures (4-13) et (4-14)). Les Figures (4-13) et (4-14) montrent les résultats d'analyse FISH au premier et au deuxième épisode.

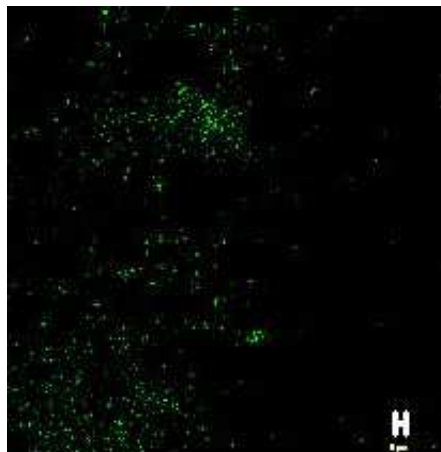


Archées méthanogènes

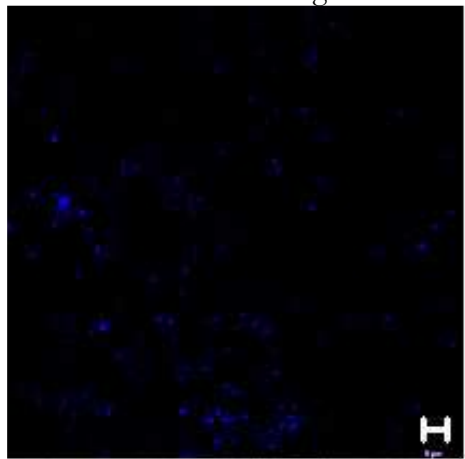


Pilote 2

Bactéries fermentatives

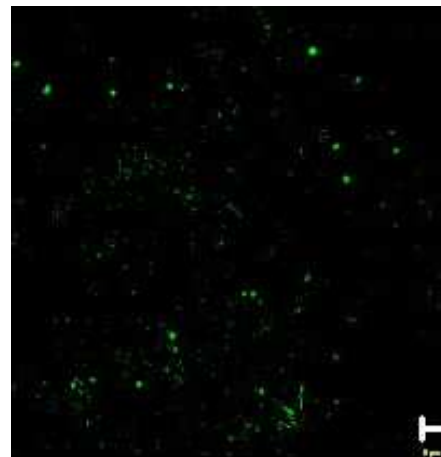


Archées méthanogènes

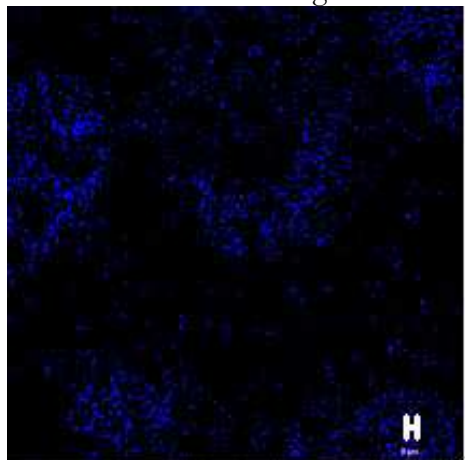


Pilote 4

Bactéries fermentatives



Archées méthanogènes



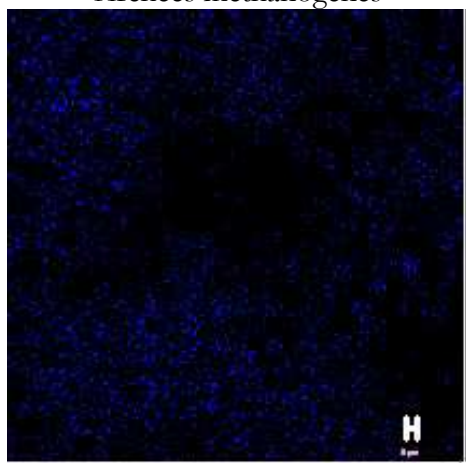
Pilote 5

Bactéries fermentatives

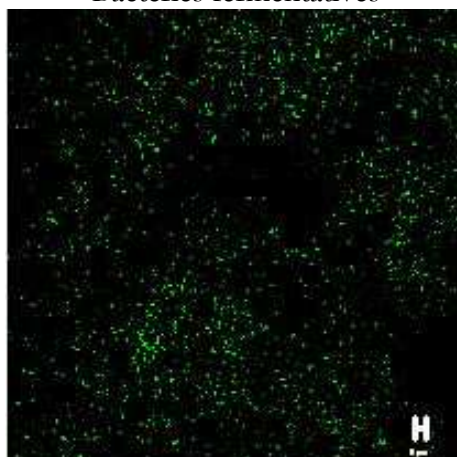


Pilote 6

Archées méthanogènes

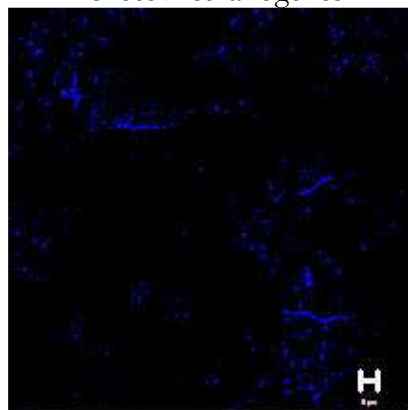


Bactéries fermentatives

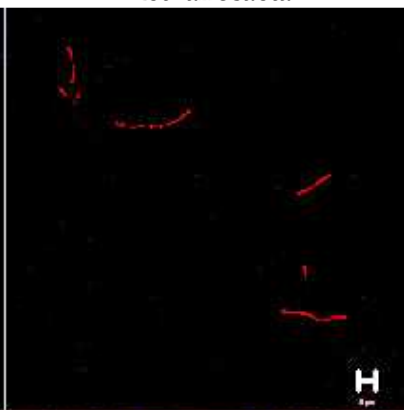


Pilote 7

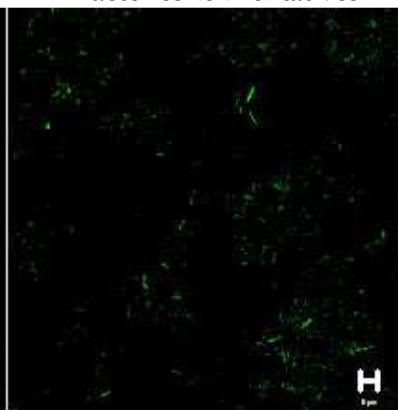
Archées méthanogènes



Methanosaeta

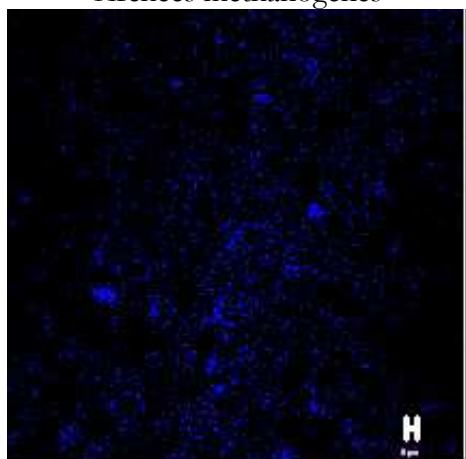


Bactéries fermentatives

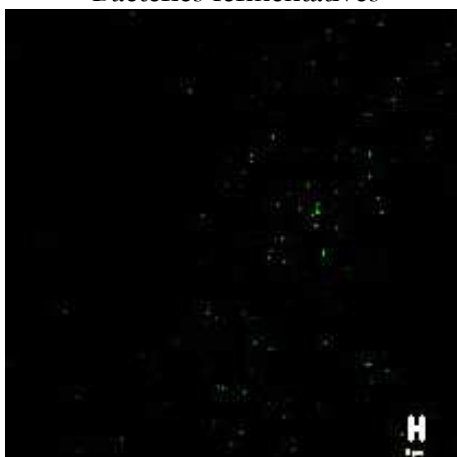


Pilote 8

Archées méthanogènes



Bactéries fermentatives



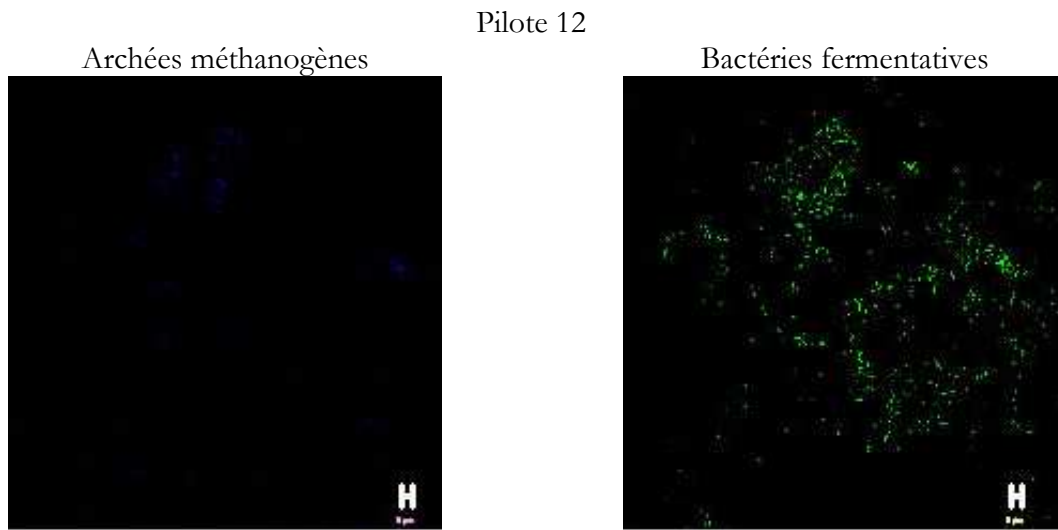
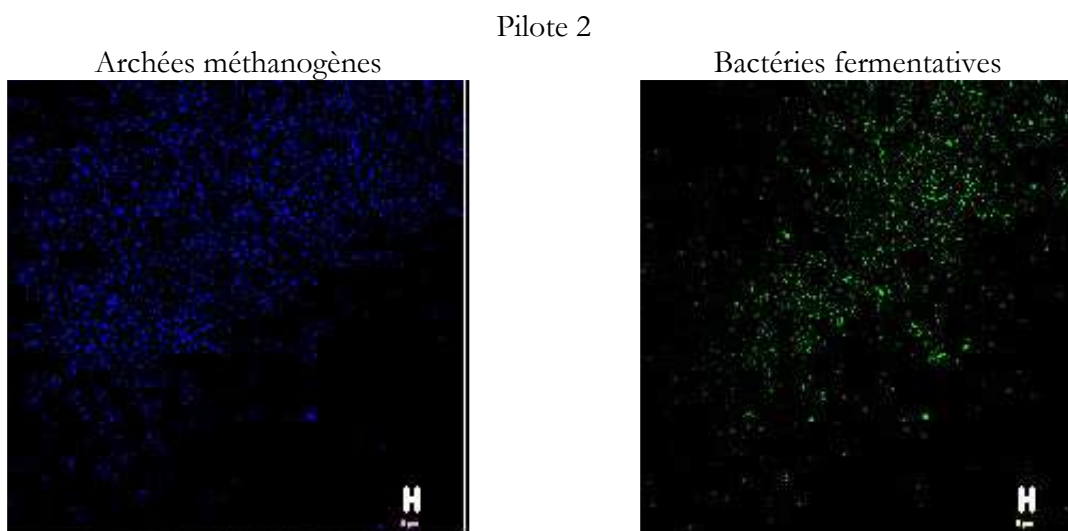
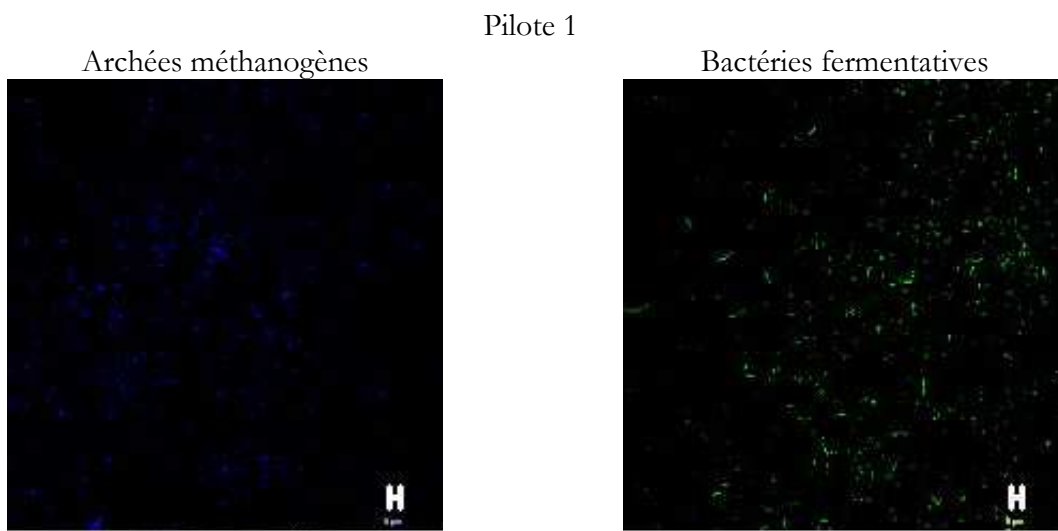
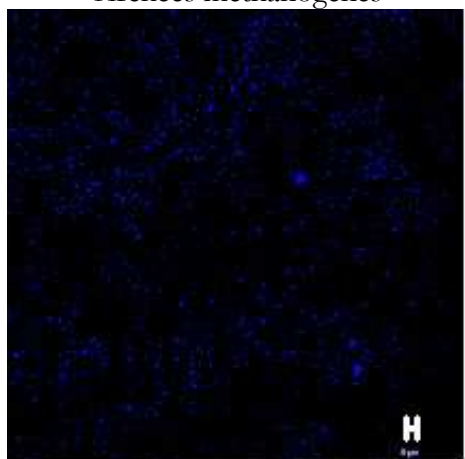


Figure (4-13) Résultats du premier épisode de l'analyse de biomasse en 14/08/08

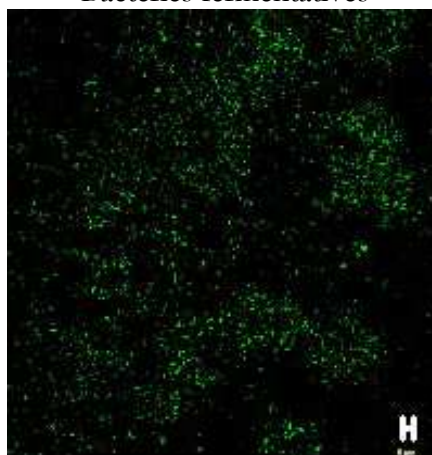


Archées méthanogènes

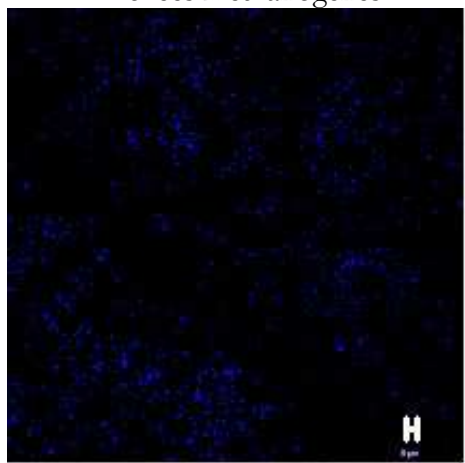


Pilote 4

Bactéries fermentatives

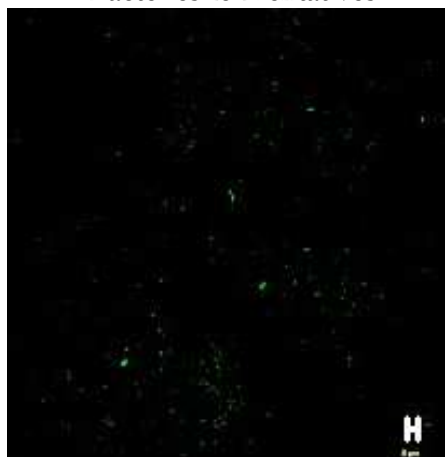


Archées méthanogènes

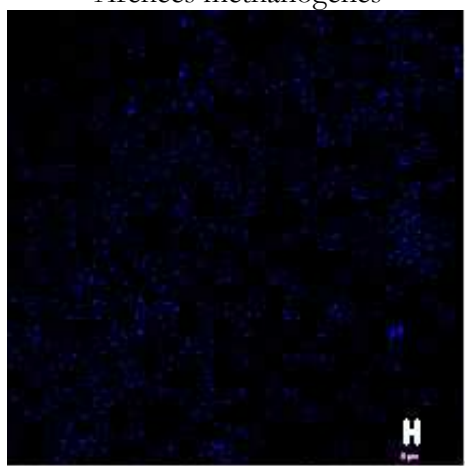


Pilote 5

Bactéries fermentatives



Archées méthanogènes



Pilote 6

Bactéries fermentatives



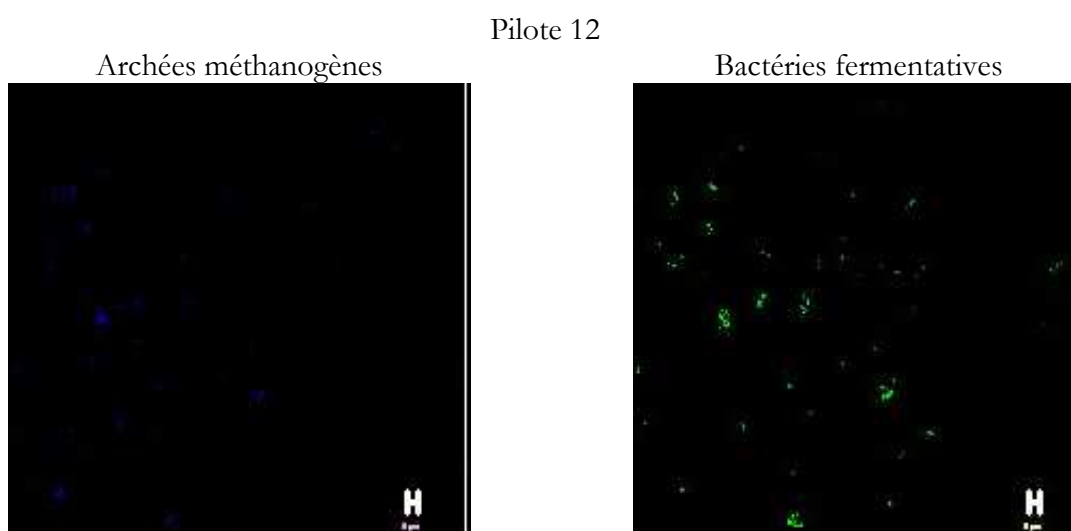
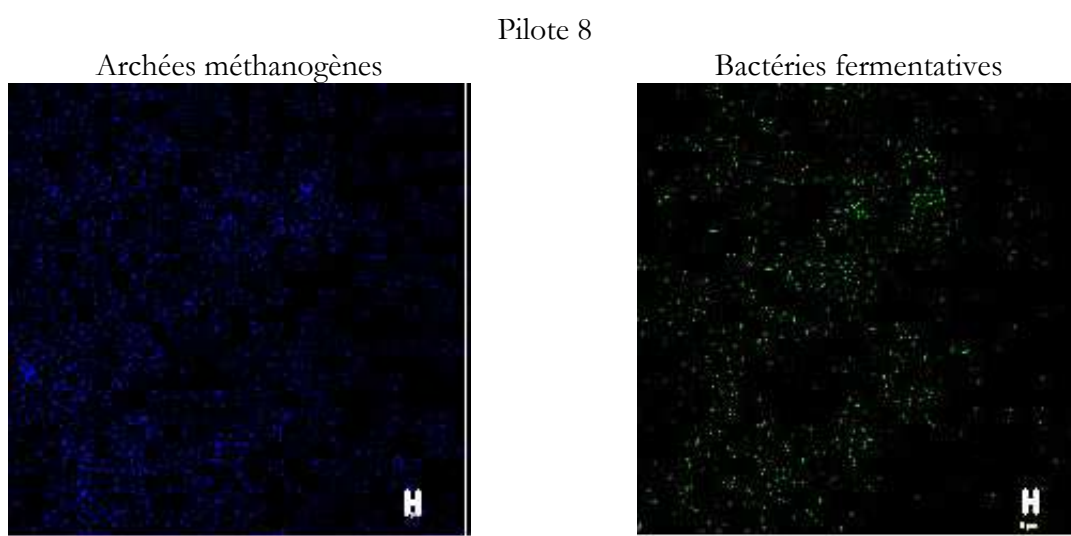
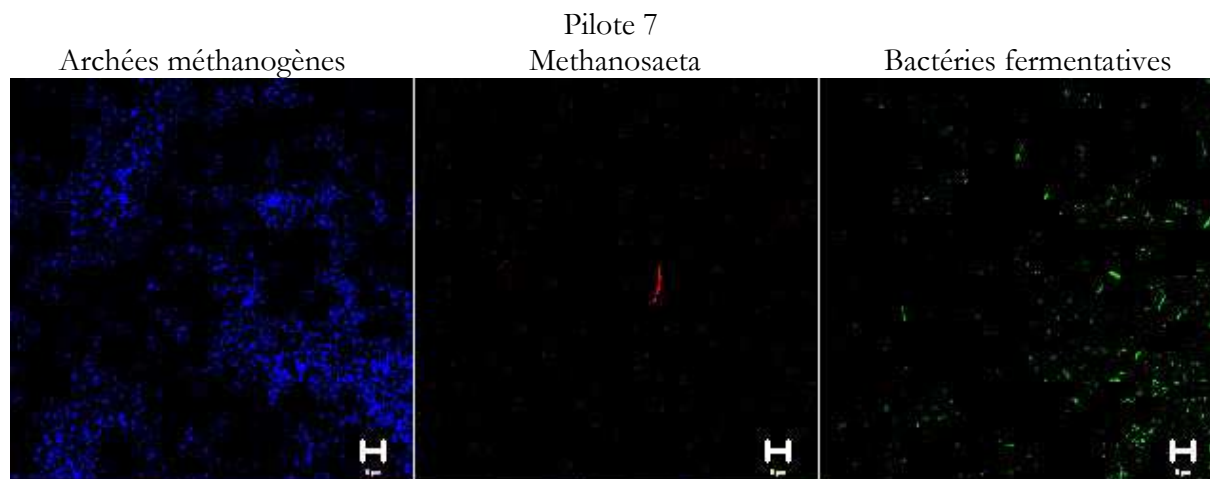


Figure (4-14) Résultats du deuxième épisode de l'analyse de biomasse en 22/09/08

## Interprétations

Nous pouvons observer que le pilote 5 est le pilote dont est issu le lixiviat le plus concentré en biomasse. C'est également le pilote qui a produit le plus de biogaz. Le lixiviat des pilotes 1 et 2 sont chargés en biomasse méthanogène et en bactéries fermentatives. Le lixiviat du pilote 8 contient aussi beaucoup de biomasse mais moins de bactérie fermentative que les pilotes 1, 2 et 5. Tous ces pilotes ont produit plus de biogaz que les autres. En positionnant ces pilotes sur la Figure (4-3), on peut remarquer que ces pilotes sont les plus humides et les moins denses.

Le lixiviat du pilote 6 est le plus chargé en bactéries fermentatives. Il n'a pas produit beaucoup de biogaz (16 litres après deux mois). Le lixiviat du pilote 4 est peu concentré en biomasse. Il a produit autant de biogaz que le pilote 6, mais sur une durée de quatre mois. Dans le lixiviat du pilote 12, un des plus secs et des plus denses, malgré que l'échantillon a été centrifugé 5 fois pour la première analyse et 2 fois pour la deuxième analyse, il n'y a quasiment pas de biomasse.

Nous avons observé le genre *methanosaeta* dans le pilote 7. C'est celui qui a réagi à la variation de la température de la chambre qui a augmenté accidentellement de 34-35°C jusqu'à 38°C (Figure 4-12). Le pilote 7 a repris la production de biogaz un an après sa mise en place. Pendant un an ce pilote n'avait quasiment pas produit de biogaz. Après la diminution de la température de la chambre, la production de biogaz s'est arrêtée dans ce pilote. La Figure (4-14) montre une concentration moins importante en *methanosaeta* par rapport à la Figure (4-13), ce qui pourrait être attribué au lessivage des microorganismes lors de la première recirculation d'eau pour effectuer le premier prélèvement.

Les *methanosaeta* sont avec les *methanosarcina* des microorganismes méthanogènes acetoclastes (chapitre 3). Ce sont les seuls groupes qui produisent du méthane à partir de l'acétate. A la différence des *methanosarcina* qui préfèrent le méthanol ou le méthylamine pour produire du méthane, les *methanosaeta* consomment seulement de l'acétate. Les *methanosaeta* sont probablement les principaux producteurs de méthane dans le monde, grâce à leur capacité à se développer dans des concentrations très faibles en acétate, comme c'est le cas dans les digesteurs anaérobies (Smith et al., 2007). Quand une forte concentration en AGV inhibe la production de l'acétate (les phases de dégradation anaérobie au chapitre 3), la concentration de ce dernier est très faible dans le milieu. Dans ces conditions les *methanosaeta* peuvent croître de façon homogène dans les déchets, avec un taux de croissance assez faible par rapport aux *methanosarcina* (Smith et al., 2007 ; Rocheleau et al, 1999). Smith et al., 2007 a signalé que les *methanosaeta* ont besoin de suffisamment d'énergie pour pouvoir transformer l'acétate en méthane. Liu et al., 2001 suggère que la réaction acetoclaste est une réaction endothermique et pas exothermique.

Ainsi, la concentration forte en AGV dans le pilote 7 (Tableau 4-8) qui inhibe la phase méthanogène et la production d'acétate (6000 à 7000 mg/l) peut très bien expliquer l'évolution des *methanosaeta* dans ce pilote par rapport aux autres pilotes qui sont déjà dans la phase méthanogène. Dans ces pilotes (1, 2, 4, 5 et 6) comme on a pu voir dans le Tableau 4-8 les AGV ne sont pas détectés dans les échantillons. Dans le pilote 12 le niveau d'humidité des déchets n'a pas été favorable à l'évolution de la biomasse.

Il est probable que l'évolution de *methanosaeta* dans le pilote 7 soit causée par les conditions particulières favorables de teneur en eau et de densité dans ce pilote. En effet, *methanosaeta* ne se développe pas dans le pilote 4 qui a la même teneur en eau mais pas la même densité que le pilote 7, et ne se développe pas non plus dans le pilote 3 qui a la même densité mais pas la même teneur en eau que le pilote 7 (les résultats de l'analyse microbiologique du pilote 3 sont présentés dans l'annexe A).

On peut imaginer que *methanosaeta* s'est développé lentement dans le pilote 7 pendant un an après sa mise en place. L'augmentation de la température jusqu'à 38-39°C a permis de rendre disponible l'énergie nécessaire pour la croissance de cette biomasse à partir de l'acétate. Cette réaction se serait arrêtée après la diminution de la température. On peut remarquer aussi que l'injection d'eau a déclenché la production de biogaz dans ce pilote et le volume de biogaz

produit après l'injection d'eau est supérieur à celui causé par l'augmentation de la température. Ceci pourrait indiquer que le rôle de l'humidité a été plus important pour la production de biogaz de ce pilote que les changements de température.

## 4.4 Conclusions

- 1) Nous avons trouvé une relation entre la teneur en eau des déchets, la densité (compactage) et la production de biogaz dans les déchets ménagers. On peut dire que plus les déchets sont saturés et moins ils sont denses, plus ils produisent de biogaz. Cette relation est aussi observée entre la croissance des populations microbiennes et la teneur en eau et la densité. La biomasse se développe plus dans un milieu plus humide et moins dense.
- 2) La teneur en eau des déchets est le facteur clé de la dégradation et de la production de biogaz. Avec une teneur en eau volumique (volume d'eau/volume de déchet) inférieur à 40%, la production de biogaz ne démarre pas, indépendamment de la densité des déchets. La densité des déchets est aussi un facteur très important de la dégradation, la production de biogaz et l'évolution des populations microbiennes. On peut remarquer une production de biogaz plus élevée dans les déchets moins dense, même avec des teneurs en eau très faibles.
- 3) Dans les teneurs en eau supérieures à 45%, on peut remarquer une relation croissante entre la teneur en eau, la production de biogaz et la croissance microbienne et une relation décroissante avec la densité (compactage).
- 4) La température des déchets est un facteur très important dans la dégradation anaérobie et la production de biogaz. La température peut privilégier l'évolution de certaines populations microbiennes qui influencent la production de biogaz en général et de méthane en particulier.
- 5) Les valeurs maximales de biogaz produit correspondent à une teneur en eau comprise entre 45 et 60% et une densité solide entre 400-550 kg/m<sup>3</sup>.
- 6) Il n'a pas été possible techniquement d'atteindre des valeurs de teneur en eau supérieures à 60% dans les pilotes expérimentaux. La pression de biogaz forçait le lixiviat vers l'évent de biogaz situé en haut des pilotes et dans les poches de biogaz.
- 7) Il est très important de saturer et inoculer les déchets d'une façon aussi homogène que possible. Les zones intactes qui sont observées dans les pilotes sont probablement des zones qui n'ont pas été bien humidifiées pendant la première saturation des déchets, ou qui n'ont pas été bien inoculées par la boue méthanogène, ou bien même une combinaison des deux phénomènes.
- 8) On a pu remarquer des écoulements préférentiels pendant l'injection de lixiviat. Pour limiter ces écoulements qui nuisent à la saturation homogène des déchets, le débit d'injection doit être réglé.
- 9) Les zones intactes sont plutôt observées dans le haut des pilotes. Ce phénomène peut être dû à l'écoulement gravitaire de lixiviat dans les pilotes et à l'accumulation de lixiviat dans le bas. On remarque en effet que dans les plupart des pilotes les déchets situés dans le bas sont bien dégradés. Par contre les zones intactes dans le bas des pilotes avec une saturation maximum ou la capacité au champ pourraient être causées par l'accumulation d'AGV, ou par une pauvreté en biomasse (ex. les boues ne sont pas bien mélangées avec ces déchets). Les déchets dans les pilotes 9 à 13 ne sont quasiment pas dégradés ce qui signifie l'arrêt de production de biogaz dans ces pilotes après quelques mois.  
Un système d'agitation des déchets pourrait être efficace expérimentalement pour éviter les zones intactes et sèches dans les pilotes anaérobies, sans ouvrir les pilotes pour éviter l'entrée d'oxygène. Cette agitation pourrait aider à distribuer l'humidité, ainsi que la biomasse et déclencher une production de biogaz dans les zones non dégradées. Ce



système d'agitation est utile dans les cas hors sol, comme les expérimentations en laboratoire ou les digesteurs anaérobies.

- 10) L'effet d'injection de lixiviat dans les déchets secs est beaucoup plus important que dans les déchets saturés ou avec une teneur en eau élevée. Dans les pilotes secs l'injection de lixiviat déclenche la dégradation des déchets et la production de biogaz, par contre dans les déchets déjà humides, cet effet n'est pas observé. C'est probablement parce que dans les déchets humides, la fraction rapidement biodégradable est déjà dégradée en présence d'humidité.
- 11) Nous avons observé que l'injection d'eau a le même effet de déclenchement de la biodégradation des déchets et de la production de biogaz que le lixiviat. Cela semble montrer que dans nos conditions expérimentales l'effet de recirculation du lixiviat est plutôt d'apporter l'humidité nécessaire à l'activité de la biomasse et de diminuer la concentration en AGV, que d'apporter des nutriments. Cette observation semble confirmée par les résultats du modèle numérique. Il faut noter que cette hypothèse est valable en présence d'assez de biomasse et de nutriment dans les déchets. Dans le cas contraire, comme dans le pilote 11, l'injection de l'eau ne suffira pas.
- 12) Les résultats du modèle numérique sont conformes aux résultats expérimentaux. Le modèle est capable de reproduire le comportement hydraulique, thermique et biologique des déchets et l'effet de l'injection de lixiviat sur la dégradation anaérobie et l'hydrolyse des déchets, sur l'évolution de la biomasse et des AGV, ainsi que sur la production de biogaz.

## Chapitre 5

# Simulation numérique des ISDND- bioactives

Dans ce chapitre, nous appliquons le modèle hydro-thermo-biologique à deux cas particuliers d'installation de stockage de déchets non dangereux bioactives en France, que nous appellerons *site1* et *site2*. Nous représentons d'abord les résultats hydrauliques de la simulation numérique pendant les épisodes de réinjection de lixiviat. Nous comparons les résultats thermiques de simulation numérique en utilisant les deux modèles développés dans le chapitre 3: le *modèle1* qui est le modèle hydro-thermique couplé avec le modèle de dégradation de type I et le *modèle2* qui est couplé avec le modèle de dégradation de type II. Puis nous représentons les résultats de comportement hydro-thermo-biologique d'un bioréacteur à long terme (10 ans) sans réinjection de lixiviat et à court terme pendant les épisodes de réinjection de lixiviat basé sur le modèle2. Enfin, nous discutons les avantages et les inconvénients des modèles.

Considérant les valeurs de température observées et signalées dans différentes études et l'importance des microorganismes thermophiles (Lanini, 1998), nous avons ajouté dans ce chapitre une population thermophile dans le modèle. Nous présentons donc les résultats de simulation numérique dans une colonne 1D avec différentes répartitions de populations méthanogènes mésophiles et thermophiles. Finalement nous améliorons le modèle pour considérer une couche de sols en fond de casier d'ISDND à cause de l'importance des conditions thermiques aux limites sur les résultats thermiques et biologiques.

### 5.1 Résultats hydrauliques

Le schéma du site1 de stockage bioactif est présenté dans la Figure (5-1). Les dimensions du site1 sont 90m × 80m × 12m de longueur, de largeur et de profondeur respectivement. Les brins d'injection sont horizontaux avec des perforations presque tous les 1m. Cette configuration nous permet d'utiliser un modèle 2D dans un plan vertical perpendiculaire aux brins d'injections pour la simulation numérique. Le brin d'injection est modélisé par un point à la profondeur du brin, affecté d'un débit d'injection calculé dans un mètre de brin d'injection. Dans le bioréacteur instrumenté, les capteurs de température sont installés à côté de chaque brin à différentes profondeurs pour enregistrer les valeurs de la température et ses variations avec le temps.

Comme on peut voir sur la Figure (5-1), les brins d'injection sont placés au centre de tranchées remplies de matériau granulaire, au-dessous de la couche d'argile de couverture (à une profondeur d'à peu près un mètre sous la surface de la couverture).

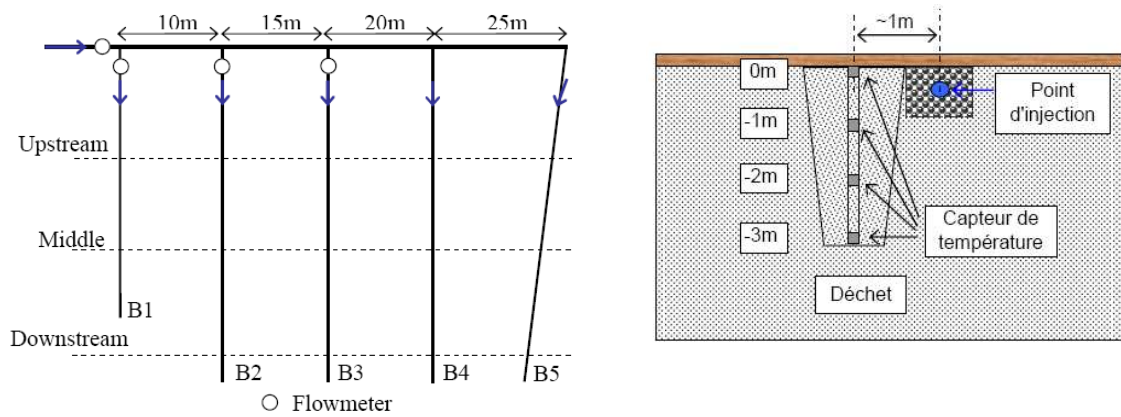


Figure (5-1) Schéma du site1, les brins d'injections et les capteurs de température

Pour les simulations numériques de ce site de bioréacteur nous avons utilisé un modèle 2D avec les dimensions de 80m × 12m de largeur et de profondeur respectivement, avec un point d'injection de lixiviat à une profondeur de -1 m de la surface. Pour les conditions limites, nous imposons les flux de gaz et de liquide nuls sur tous les bords sauf le bord inférieur, où la pression atmosphérique est imposée pour simuler une couche parfaitement drainante.

Les valeurs des paramètres hydrauliques (saturation initiale, porosité et conductivité hydraulique des déchets) sont identifiées par l'analyse inverse car ces paramètres sont très difficiles à estimer sur site, sauf à prélever de nombreux échantillons et perturber le site. Pour cette raison nous avons conduit une série de simulations numériques avec différentes valeurs de ces paramètres en comparant les résultats de simulation avec les valeurs de résistivité électrique, obtenus sur le site dans les sections amont, aval et milieu telles que représentées sur la Figure (5-1). Les résultats de résistivité électrique des déchets stockés est obtenue par la méthode du panneau électrique et représente indirectement la saturation des déchets. Nous présentons ci-dessous les principes de cette méthode non destructive.

### La méthode du panneau électrique

La méthode du panneau électrique est une méthode géophysique basée sur la mesure en surface de l'intensité électrique et de la différence de potentiel existant entre les différentes électrodes du dispositif de mesure. Le rapport de ces deux paramètres permet de calculer la résistivité des terrains sous-jacents.

Les dispositifs de mesure sont nombreux et sont choisis en fonction du problème posé. Ils se classent en deux groupes principaux : les trains de dipôles électriques qui permettent d'obtenir des profils et des cartes de résistivités apparentes (plus la longueur de ligne sera grande, plus la profondeur d'investigation augmentera); et les sondages électriques qui permettent d'obtenir la succession verticale des résistivités. Les dispositifs multi-électrodes (panneaux électriques) résultent de la combinaison de ces deux dispositifs et sont utilisés pour résoudre les problèmes 2D ou 3D. Des mesures dans des puits verticaux sont aussi possibles. Daily et al. (1992) utilisent cette technique et la loi d'Archie, ainsi que la modélisation numérique, pour suivre l'infiltration de l'eau dans un sol. Ils remarquent que si la corrélation est faible entre les images de résistivité et de teneur en eau, elle est par contre forte pour les variations de résistivité et la teneur en eau. Des relations reliant la résistivité électrique et la teneur en eau ont été établies pour des sols. Il s'agit de la loi d'Archie et de la relation de Waxman et Smits (Grellier, 2005). Mais aucune relation n'a encore été proposée pour les déchets en général ou pour un type particulier de déchets. Très peu de méthodes sont applicables à un milieu confiné et hétérogène tel que les déchets.

La méthode du panneau électrique consiste à réaliser des séries de mesures en commutant les électrodes pré-implantées. La commutation des électrodes permet l'acquisition rapide de données le long de plusieurs profondeurs en faisant varier l'écartement entre électrodes. Pour chaque

mesure, deux électrodes (A et B) constituent les sources de courant I et deux électrodes (M et N) mesurent la différence de potentiel  $\Delta V$ . Il s'agit d'une combinaison du sondage électrique et du profil électrique, ou de plusieurs sondages électriques les uns à côté des autres ou de plusieurs profils avec des écartements de dispositifs différents (Dahlin, 2001). Un sondage électrique, consiste à prospecter le terrain sur une même verticale (en réalité un axe perpendiculaire à la surface) en centrant un dispositif électrique sur cette verticale et en écartant progressivement les électrodes pour augmenter la profondeur d'investigation. Un profil est une prospection électrique latérale à une profondeur quasi constante (c'est-à-dire avec un écartement constant des électrodes).

$$\rho_a = \frac{KdV}{I} \quad (\Omega.m) \quad \text{avec :}$$

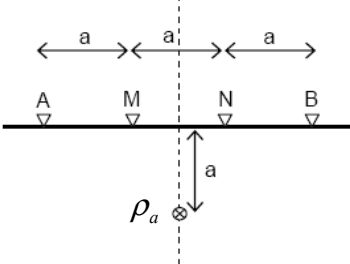
$$K = 2\pi \left( \frac{1}{AM} - \frac{1}{BM} - \frac{1}{AN} + \frac{1}{BN} \right)^{-1}$$


Figure (5-2) Méthode du panneau électrique

La méthode du panneau électrique sert à étudier la résistivité  $\rho_a$  d'un milieu complexe 2D ou 3D. La résistivité apparente n'est pas représentative de la résistivité vraie de chaque élément du milieu ni une moyenne des vraies résistivités. Pour obtenir une image du sous-sol à l'origine des mesures, les données seront inversées pour obtenir des résistivités appelées alors interprétées. Comme les valeurs de résistivité dépendent de plusieurs paramètres comme la biodégradation et le tassement, les changements de minéralisation, les changements de température, l'évolution des déchets, la perméabilité etc., il est très difficile d'établir une relation unique entre résistivité du déchet et teneur en eau.

Avec cette méthode, Les variations de résistivité à l'instant t,  $\rho_t$ , par rapport à une résistivité de référence,  $\rho_{réf}$ , sont calculées par la formule suivante (exprimées en %) :

$$\rho_r = \frac{\rho_t - \rho_{réf}}{\rho_{réf}} \times 100, \quad (5-1)$$

où  $\rho_r$  est la résistivité électrique relative. Ainsi une diminution de la variation de résistivité traduit directement une diminution de résistivité et donc la saturation.

### 5.1.1 Les résultats hydrauliques de la simulation numérique

Une série de simulations numériques à été réalisée afin d'en comparer les résultats avec les observations *in situ* du bioréacteur décrit en début du chapitre. Nous avons fait varier la saturation initiale entre 25% et 55% (4 valeurs), la porosité entre 0,05 et 0,2 (4 valeurs) et la conductivité hydraulique horizontale entre  $5,0 \cdot 10^{-6}$  et  $5,0 \cdot 10^{-4}$  (m/sec) (3 valeurs), ce qui représente au total 48 simulations numériques différentes. Ces valeurs ont été choisies parmi différentes valeurs proposées pour les paramètres hydrauliques des déchets dans la littérature (Korfiatis et al., 1984; Oweis et al., 1990; Bleiker et al, 1993; Beaven et al., 1995; McCreanor, 1998; Lanini, 1998; McCreanor and Reinhart 2000; Hudson et al., 2001 and Franck et al., 2006).

Parmi les résultats numériques, ceux qui ont été obtenus avec une saturation initiale de 45%, une

porosité de 0,15 et une conductivité hydraulique de  $5,0 \cdot 10^{-5}$  (m/sec) semblent être les plus proches des résultats de site pendant deux épisodes d'injection de lixiviat, dont la deuxième a été effectuée une semaine après la première. Nous présentons ci-dessous les résultats de simulation numériques en les comparant avec les données du site et nous discutons les résultats. Les Tableaux 5-1 et 5-2 montrent les paramètres hydrauliques et les paramètres de deux épisodes d'injection de lixiviat.

Les résultats de saturation autour d'un point d'injection dans les 2 jours suivant le deuxième épisode d'injection sont présentés sur la Figure (5-3), pour différentes valeurs de saturation initiale et en utilisant des données des Tableaux 5-1 et 5-2. Les résultats montrent l'influence de la saturation initiale des déchets sur la répartition de l'humidité résultant de l'injection de lixiviat.

Tableau 5-1 Paramètres hydrauliques pour la modélisation du site1

Paramètres hydrauliques	Valeur
Porosité	0,15
Con. hydraulique horizontale $K_{sh}$ (m/s)	$5,0 \cdot 10^{-5}$
$K_{sv} / K_{sh}$	0,1
Paramètres de Van Genuchten pour le calcul de la pression capillaire et de la perméabilité relative	
$\alpha / \rho g$ (Pa)	$1,0 \cdot 10^{-5}$
$m = 1 - (1/n)$	0,8718
$S_r$	0,35
$S_{max}$	0,95

Tableau 5-2 Paramètres d'injection de lixiviat du site1

Paramètres	1ère injection	2ème injection (une semaine après la première)
Période d'injection	11h30-15h30	9h10-11h20
Débit (m <sup>3</sup> /h)	6,0	11,0
Température extérieure (°C)	2,6	10,7
Longueur de brin d'injection	73(m)	

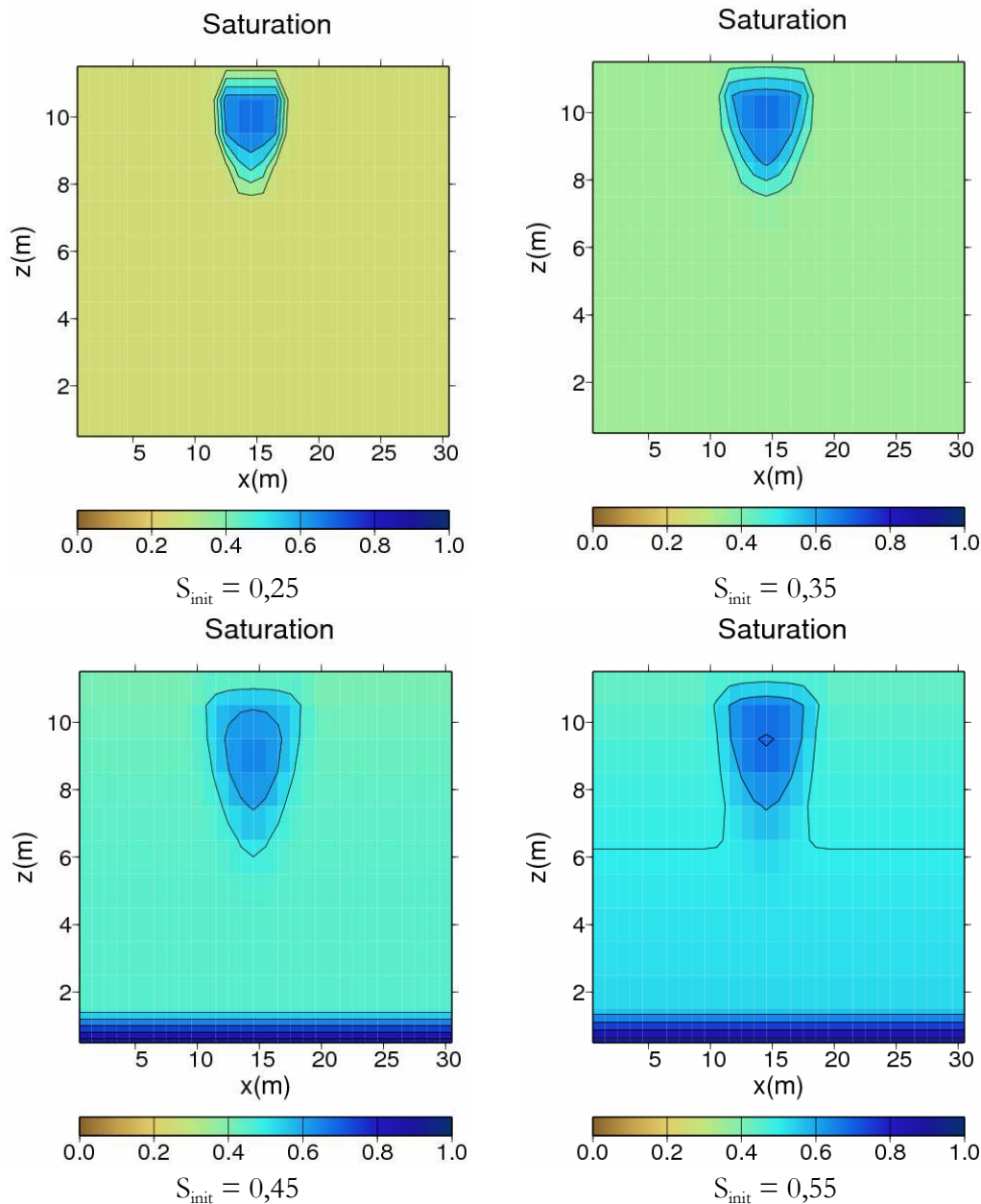


Figure (5-3) Variations de saturation des déchets autour du point d'injection deux jours après le deuxième épisode d'injection avec différentes valeurs de saturation initiale et une conductivité hydraulique de  $5,0 \cdot 10^{-5}$  m/s

La Figure (5-4) montre les résultats de saturation des déchets avec différentes conductivités hydrauliques pour le même épisode d'injection de lixiviat. On peut voir qu'avec une grande conductivité hydraulique, on a des zones humides autour du point d'injection plus étendues mais moins saturées par rapport à une conductivité hydraulique plus petite.

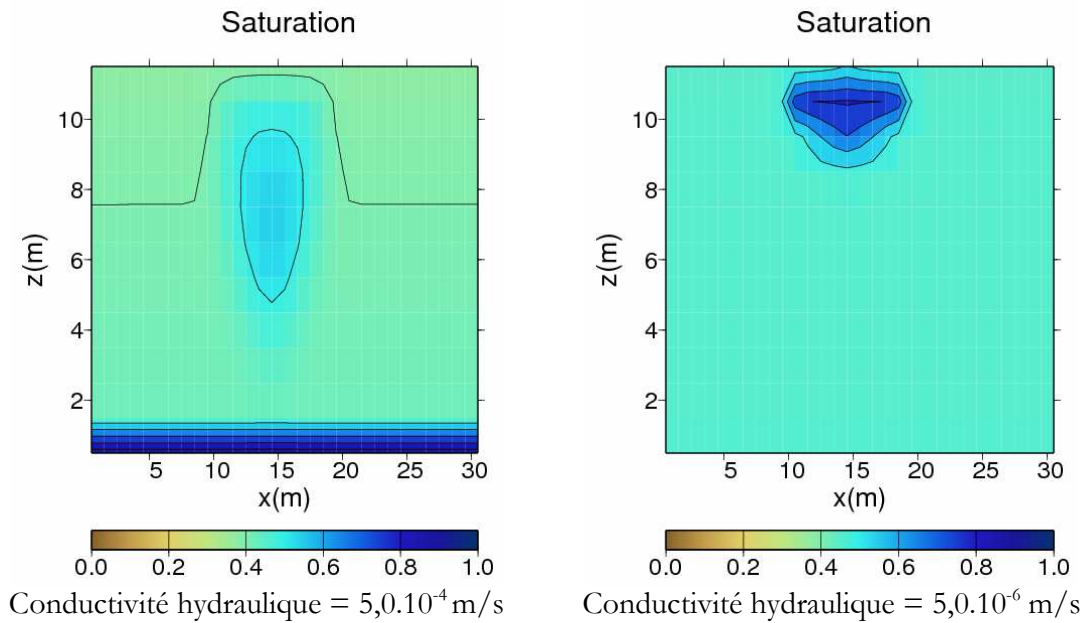


Figure (5-4) Saturation des déchets deux jours après la deuxième injection de lixiviat, avec différentes valeurs de la conductivité hydraulique et une saturation initiale de 0,45

Les résultats des simulations numériques ont été comparés avec les résultats de résistivité électrique obtenus sur le site. Comme nous avons expliqué dans le paragraphe 5.1 pour la résistivité électrique, ces derniers représentent indirectement le teneur en eau et l'humidité de site. Nous avons trouvé que les résultats avec une saturation initiale de 0,45, une densité de 0,15 et une conductivité hydraulique horizontale de  $5,0 \cdot 10^{-5}$  (m/s) sont proches des observations *in situ* (Figure (5-5) à gauche). La comparaison a porté sur la taille des bulbes de saturation et de la résistivité électrique relative et la dissipation de saturation et de la résistivité électrique relative avec le temps, après la première et la deuxième injection. L'équation (5-1) montre qu'une diminution de la résistivité électrique relative, la résistivité à l'instant t par rapport à la résistivité avant l'injection de lixiviat, traduit une augmentation de la saturation des déchets.

Ce qu'on peut remarquer dans les résultats de site, c'est que le milieu déchets est très hétérogène. L'hétérogénéité est en particulier probablement très grande en termes de perméabilité et de porosité. Cette hétérogénéité peut créer des écoulements préférentiels que nous ne reproduisons pas avec notre modèle. Cet écoulement préférentiel semble mis en évidence sur la Figure (5-5) à gauche, où le bulbe de résistivité relative est clairement dissymétrique avec une forte composante d'écoulement horizontal vers la gauche tandis que dans notre modèle l'écoulement est principalement gravitaire.

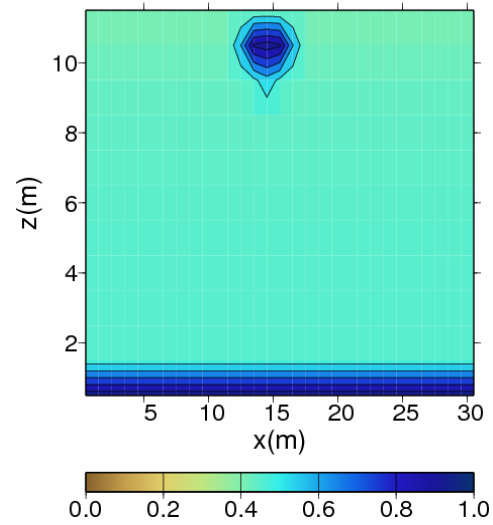
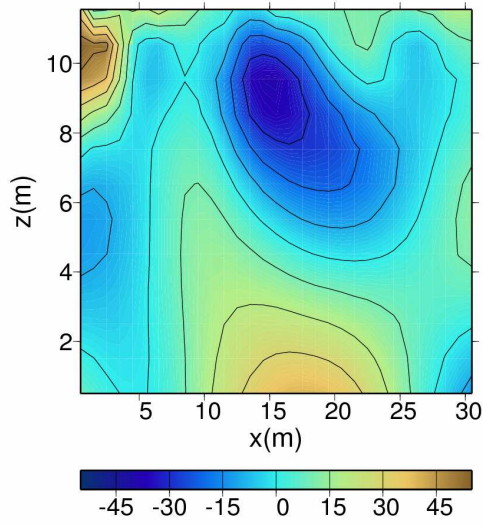
Résistivité électrique relative

Conductivité hydraulique =  $5,0 \cdot 10^{-5}$  (m/s)

Porosité = 0,15 et  $S_{init} = 0,45$

Electrical resistivity

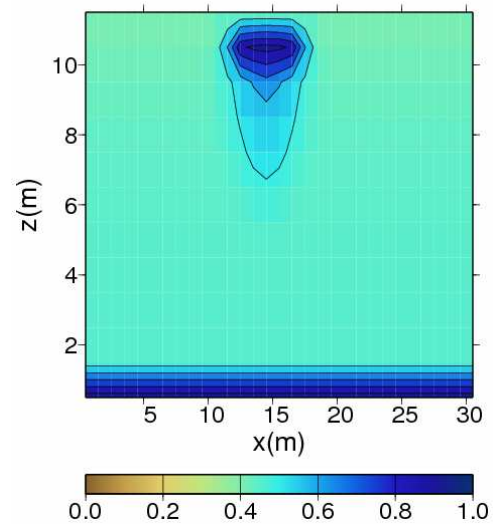
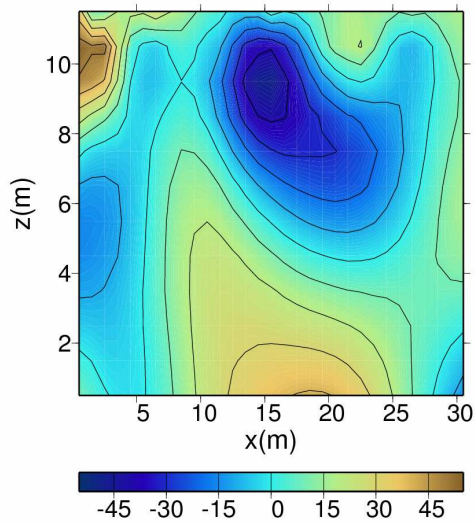
Saturation



a) Première injection

Electrical resistivity

Saturation



b) Deuxième injection (une semaine après la première)



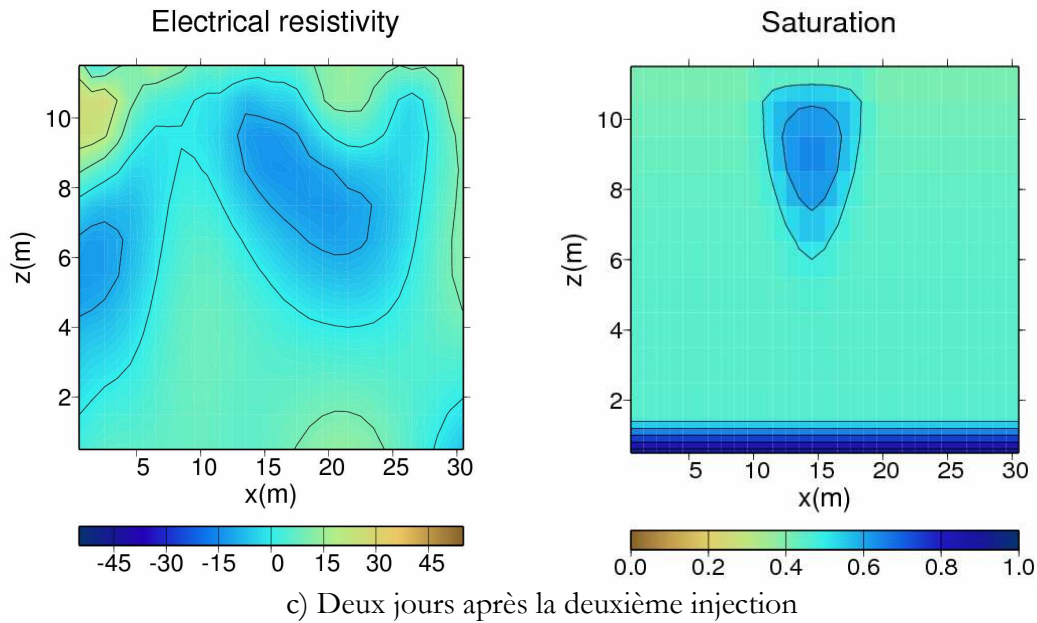


Figure (5-5) Résultats *in situ* de la résistivité électrique relative du site1 (à gauche) et de la saturation par la simulation numérique (à droite) pendant et après l'injection de lixiviat

L'autre variable qui a contribué au choix des valeurs de paramètres hydrauliques est la pression de la phase liquide au point injection. Nous savons que l'injection de lixiviat sur le site du bioréacteur se fait sous une charge hydraulique de quelques dizaines de cm au maximum, sans surpression notable. Nous avons étudié l'effet de la porosité et de la conductivité hydraulique des déchets sur la pression au point d'injection. Les résultats du rapport entre la pression au point d'injection pendant les épisodes d'injection de lixiviat et la pression atmosphérique sont présentés sur la Figure (5-6).

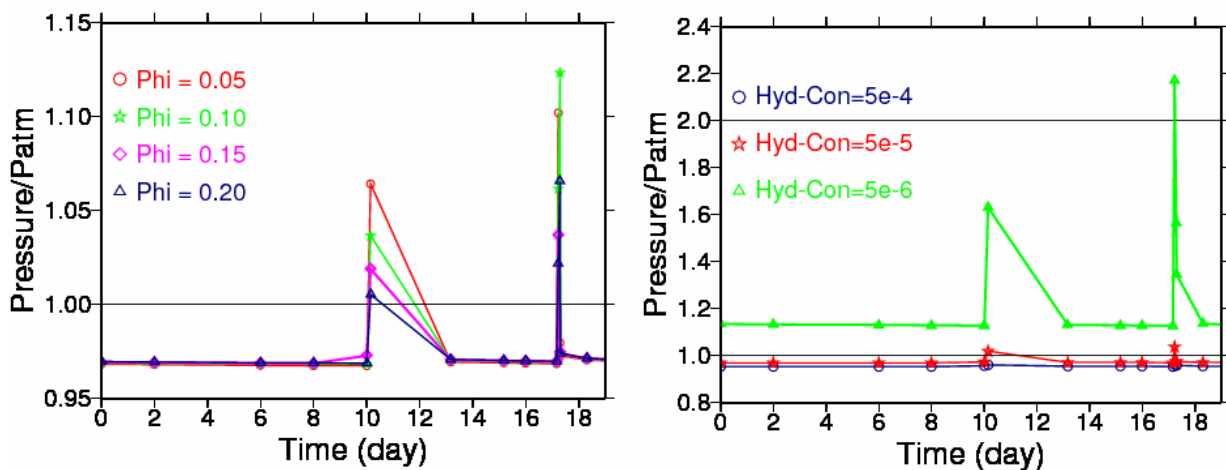


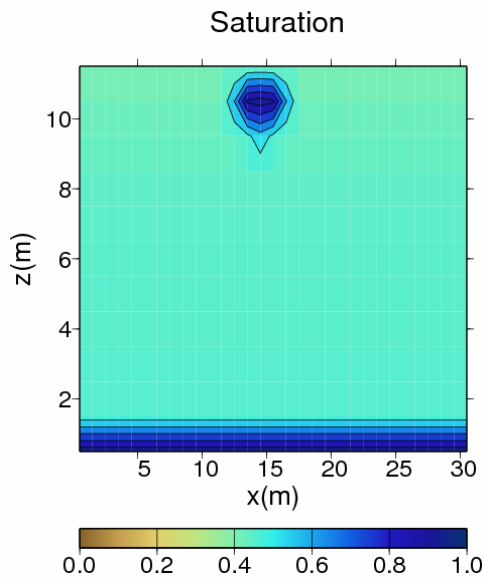
Figure (5-6) Rapport entre la pression au point d'injection pendant les épisodes d'injection de lixiviat et la pression atmosphérique

Les résultats montrent que la pression augmente et dépasse la pression atmosphérique quand les valeurs de porosité et de conductivité hydraulique diminuent. Avec une conductivité hydraulique de  $5,0 \cdot 10^{-6}$  (m/s) on a une pression qui dépasse même le double de la pression atmosphérique après la deuxième réinjection de lixiviat.

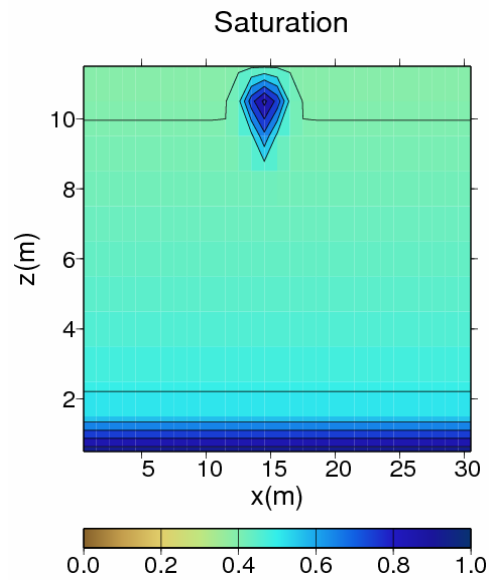
Pour étudier l'effet de variations de paramètres hydraulique des déchets sur les résultats nous

avons introduit des fonctions linéaires de la porosité et de la conductivité hydraulique dans le modèle numérique. La porosité varie linéairement de 0,1 à 0,2 et la conductivité hydraulique de  $5,0 \cdot 10^{-6}$  à  $5,0 \cdot 10^{-4}$  (m/s) entre le fond et la surface du bioréacteur. Les résultats du modèle avec des paramètres variables sont comparés à ceux du modèle homogénéisé, qui attribue les valeurs moyennes des paramètres hydrauliques à tout le domaine.

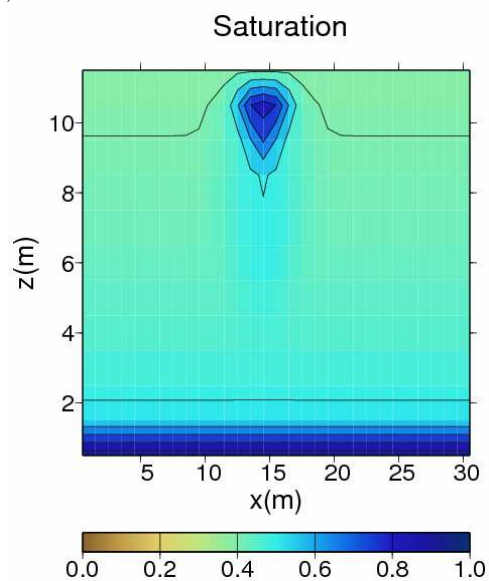
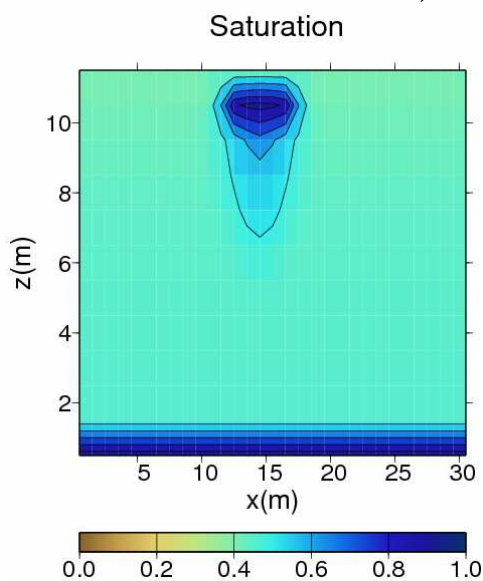
Conductivité hydraulique =  $5,0 \cdot 10^{-5}$   
Porosité = 0,15



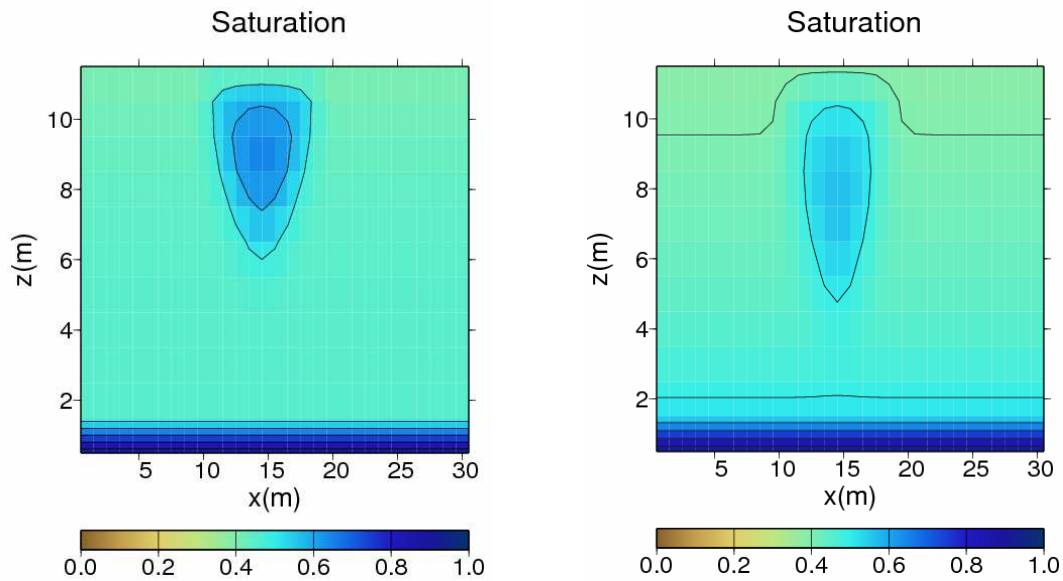
Con. hydraulique entre  $5,0 \cdot 10^{-6}$  et  $5,0 \cdot 10^{-4}$   
Porosité entre 0,1 et 0,2



a) Première injection



b) Deuxième injection



c) Deux jours après la deuxième injection

Figure (5-7) Comparaison des résultats du modèle non-uniforme (la conductivité hydraulique varie avec la profondeur de  $5,0 \cdot 10^{-6}$  à  $5,0 \cdot 10^{-4}$  m/s et la porosité de 0,1 à 0,2) à ceux du modèle homogénéisé (avec une conductivité hydraulique uniforme de  $5,0 \cdot 10^{-5}$  m/s et une porosité uniforme de 0,15)

On peut voir que le modèle hétérogène conduit à un bulbe de saturation plus allongé et moins saturé plus proche des résultats de site. De même, avec le modèle hétérogène la pression de la phase liquide au point d'injection est toujours inférieure à la pression atmosphérique. Ces résultats montrent qu'un modèle hétérogène reproduit mieux le comportement hydraulique du bioréacteur observé *in situ*.

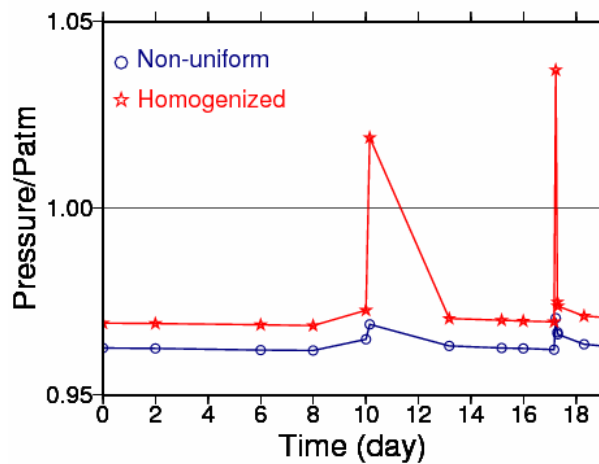


Figure (5-8) Rapport entre la pression au point d'injection et la pression atmosphérique pendant l'injection de lixiviat avec les modèles homogénéisé et non-uniforme

### 5.1.2 Conclusion et discussion

Les résultats hydrauliques de simulation numérique d'une ISDND- bioactive montrent que notre 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

hydrauliques 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. Bien connaître ces paramètres hydrauliques est donc nécessaire pour optimiser la procédure de réinjection comme le volume injecté, la durée et le débit d'injection, le nombre des brins d'injections et aussi leur écartement. 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. Ces résultats montrent la capacité et l'avantage du modèle diphasique basé sur la loi de Darcy pour modéliser les variations de la pression des phases fluides pour les cas appliqués au bioréacteur. Cet avantage est bien montré en validant ce modèle diphasique avec les cas analytiques dans le chapitre 1.

## 5.2 Résultats thermiques et biologiques

Nous présentons ici les résultats thermo-biologiques en utilisant le modèle1 et le modèle2. Les résultats thermiques de ces modèles sont comparés avec les observations de quelques sites de bioréacteur. Ces résultats montrent pourquoi nous avons finalement décidé de remplacer un modèle de dégradation de type I par un modèle de type II plus complexe, avec plus de paramètres inconnus.

### 5.2.1 Observations sur site

Nous avons étudié les changements de température avec le temps dans deux sites de bioréacteur en France grâce à des capteurs de température. Dans les deux cas, les capteurs de température sont des sondes PT100-class B qui ont été implantées à différentes profondeurs par rapport à la surface des déchets (0, -1m, -2m et -3m) à environ 1m de chaque brin d'injection. Cette implantation s'est faite dans des fosses creusées dans le déchet à la pelle mécanique puis remblayées pour enfouir les sondes. Le volume de déchets remaniés pour chaque fosse est de l'ordre de  $10\text{m}^3$  (5m x 2m en surface, 2m x 1m au fond et 3m de profondeur). Ces déchets sont récents et pour les précautions de compactage prises par l'opérateur, on a essayé de minimiser les modifications de la densité du massif dans les parties remaniées. L'erreur maximum des sondes est  $0,3 + 0,005 \times T$ , où T est la température mesurée en °C. Il faut noter que cette erreur est liée à la fabrication et qu'il ne s'agit pas des effets de vieillissement, de la déconnection de fils etc.

Nous avons observé sur les deux sites des températures de déchets de 15 à 20°C selon les variations saisonnières dans les couches de surface et de 35 à 40°C dans les couches plus profondes. L'amplitude des changements de température peut atteindre 16 à 30°C selon la profondeur. Les couches superficielles sont plus influencées par les changements de température extérieure. La différence de comportement thermique aux mêmes profondeurs mais en différents points d'un même site peuvent s'expliquer par l'hétérogénéité des déchets. Cette hétérogénéité peut être liée à la variabilité de la composition physique des déchets et donc des valeurs de conductivité hydraulique et thermique et de capacité calorifique. Ces paramètres sont en effet très différents selon les matériaux (métaux, bois, papier, verre...). L'hétérogénéité de la température peut être aussi liée à l'hétérogénéité de la teneur en eau et de l'état de dégradation des déchets. Il est aussi généralement observé un gradient vertical de température, au centre de l'installation, de 2 à 10 °C/m. La température des déchets peut atteindre 55-60 °C et se stabiliser au bout d'un an. Le temps de stabilisation de la température n'est pas le même pour tous les déchets mais une valeur d'un an semble un ordre de grandeur général (Ozkaya et al. 2006).

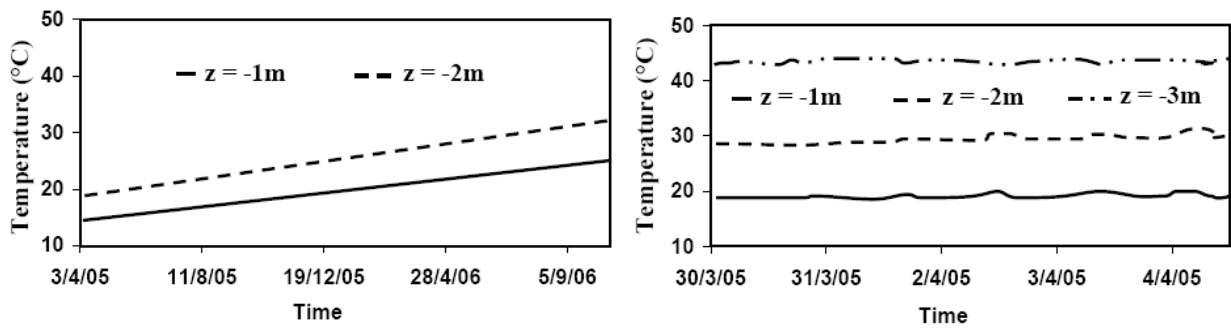


Figure (5-9) Changements de température dans le site1

Augenstein et al. (2008) a mesuré la production de méthane dans un bioréacteur de Yolo County en Californie. Ses résultats montrent que la production de méthane suit un cycle sinusoïdal quotidien (Figure 5-10) qui est très probablement lié aux variations de température dans un cycle jour-nuit. Ces résultats semblent montrer que la température influence directement la production de biogaz. Yessiler et al. (2005) ont déterminé la distribution spatiale et temporelle de la température des déchets dans quatre installations de stockage de déchets dans le Michigan, au Nouveau Mexique, en Alaska, et en Colombie Britannique. La température des déchets situés dans les couches superficielles (de 6 à 8m) et près du bord des casiers confirme l'effet des variations de la température extérieure sur la température des déchets. Une température constante (23-57°C, dépendant de la température de l'air et du sol) est observée à partir des couches médianes jusqu'au fond des casiers. Ces résultats soulignent le rôle des paramètres thermiques des dispositifs de couvertures et d'étanchéité de fond dans la température des installations de stockage des déchets. La température diminue au fond des casiers, restant toujours supérieure à celle du sol. Le gradient thermique varie entre -30°C/m et +22°C/m avec une moyenne de moins de 5°C/m. Gartung et al., (1999) et Lefebvre et al., (2000) ont instrumenté des sections verticales et horizontales dans des installations de stockage. Le gradient thermique le plus fort a été observé à proximité de la surface et le plus faible en fond de site, dans une section verticale. Dans la section horizontale, le gradient diminue en s'approchant du cœur des massifs.

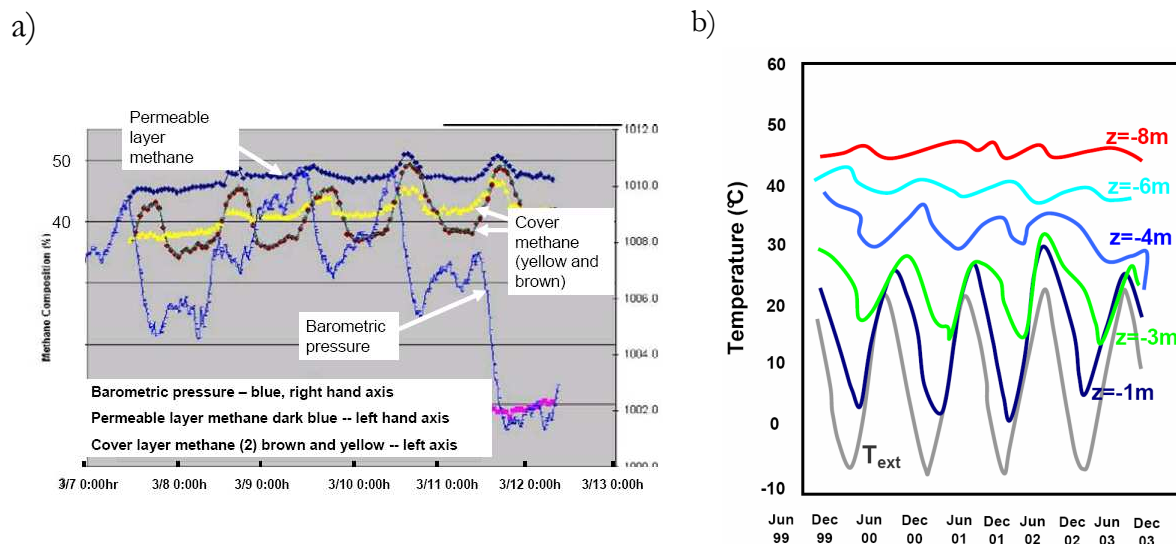


Figure (5-10) a) Mesures du méthane dans le bioréacteur de Yolo County (Augenstein et al. 2008), b) variations de la température des déchets dans une installation de stockage de déchets dans le Michigan (d'après Yessiler et al., 2005)

## 5.2.2 Comparaisons des résultats thermiques des modèles 1 et 2

La Figure (5-11) montre les résultats de simulation numérique d'un bioréacteur pendant 4 ans avec le modèle1 et le modèle2. Les dimensions et les conditions limites sont identiques à celles que nous avons utilisées pour la simulation hydraulique du site1. Les valeurs des paramètres hydrauliques sont les mêmes pour les deux modèles: 25% pour la saturation initiale, 0,25 pour la porosité,  $1,0 \cdot 10^{-4}$  (m/s) pour la conductivité hydraulique et 25% pour la saturation résidentielle. Pour le modèle2, les valeurs initiales de concentration d'AGV et de biomasse sont 0 et 0,2(g/l), respectivement. Dans les deux modèles il y a 30% de solide biodégradable dont 5% rapidement, 10% moyennement et 15% lentement biodégradable. La constante cinétique de dégradation est entre  $0,086(j^{-1})$  et  $0,86(j^{-1})$  pour les trois différentes fractions biodégradables. La capacité calorifique (J/K.kg) et la densité des déchets (kg/m<sup>3</sup>) sont 1000 et 900 respectivement, et la conductivité thermique est 0,4 W/m.K. Pour le terme de production de chaleur à partir de la production de biogaz nous avons utilisé  $H_{hyd} = 170$  et  $H_{meth} = 80$  KJ/mol pour le modèle2 et  $H_{meth} = 250$  KJ/mol pour le modèle1. Cette valeur est la somme de la chaleur produit par la production de méthane et par l'hydrolyse dans le modèle2 pour que les résultats thermiques soient comparables pour les deux modèles. Les paramètres biologiques du modèle2 sont présentés dans le Tableau 5-3. Pour les courbes de croissance (chapitre 3), nous avons  $T_{min} = 0, T_{opt} = 40^{\circ}C, T_{max} = 47^{\circ}C$  et la température optimum de mortalité est 45°C. Les résultats en termes de variations de température avec les deux modèles pendant 4 ans et à différentes profondeurs sont présentés dans la Figure (5-11).

Tableau 5-3 Paramètres biologiques pour la simulation numérique d'un bioréacteur avec le modèle2

$\mu_{max} (j^{-1})$	$K_d (j^{-1})$	$Y (kg/kg)$	$K_{s_s} (kg/m^3)$	$\beta$	$\alpha$
0,35	0,003	0,08	0,3	0,5	0,1

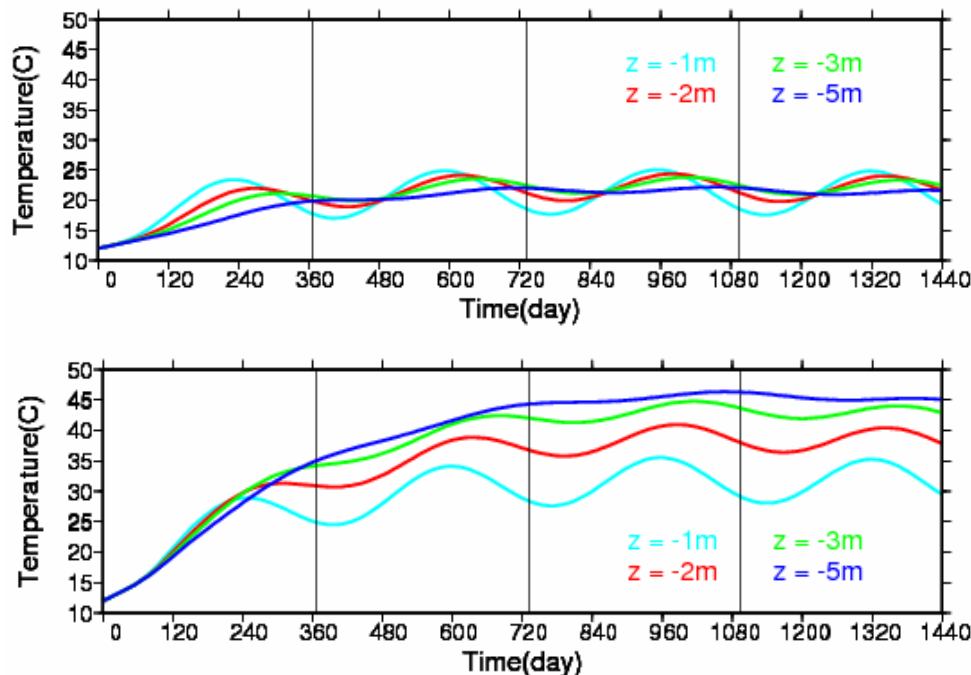


Figure (5-11) Variations de température dans un bioréacteur pendant 4 ans à différentes profondeurs avec le modèle1 (en haut) et le modèle2 (en bas)

On peut remarquer que le modèle1 n'est pas capable de simuler correctement le comportement thermique d'un bioréacteur et l'évolution de la température à différentes profondeurs pendant plusieurs années. La température dans toutes les couches est influencée par la température extérieure et il n'y a qu'un gradient thermique très faible entre les couches. Par contre le modèle2 peut simuler l'évolution de la température aux différentes profondeurs et il y a un gradient thermique de 1 à 7°C/m entre les différentes couches (une moyenne de 5°C/m est observé par Yesiller et al. 2005) et il est plus important dans les couches superficielles (Gartung et al.,1999 ; Lefebvre et al., 2000). Cette évolution de la température dans les différentes couches de déchet est le résultat de l'activité microbienne en fonction de la température et en particulier de la forme des courbes de croissance et de mortalité. Les résultats du modèle2 sont en tous points plus proches des observations de site. La Figure (5-12) montre l'évolution de la température au cœur du bioréacteur à la fin des deuxième et quatrième années de simulation numérique.

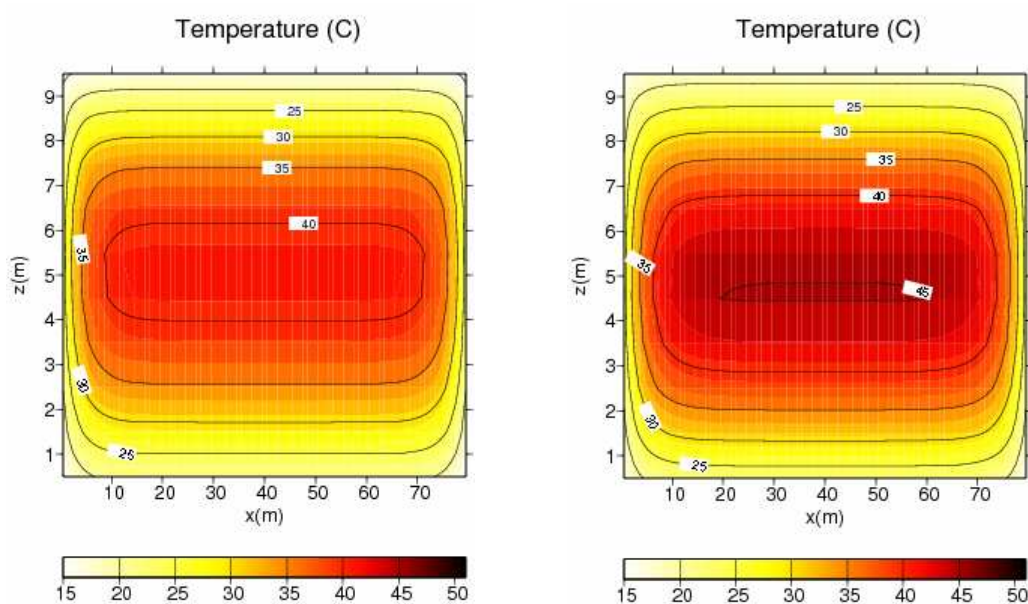


Figure (5-12) Iso-valeurs de température du bioréacteur à la fin des deuxième et quatrième années de la simulation numérique

Désormais, nous allons abandonner le modèle1 qui n'est pas assez efficace à reproduire le comportement correct des bioréacteurs. Nous appliquons le modèle2 à deux bioréacteurs instrumentés en France : le site1 et le site2. Les simulations portent sur le long terme pendant 10 ans, sans réinjection de lixiviat et puis sur le court terme pendant des épisodes de réinjection, puis les différents résultats seront discutés.

### 5.2.3 Résultats d'application du modèle2 aux sites 1 et 2

Les paramètres biologiques sont choisis parmi les valeurs proposées par El-Fadel et al. (1996), Vavilin et al. (2002) et une étude bibliographique réalisé par Meima et al. (2007). Ces valeurs sont présentées dans le paragraphe 5.2.2, sauf pour la mortalité maximum. Pour ce paramètre nous avons trouvé qu'une valeur de  $K_d (j^{-1}) = 0,002$  est mieux adaptée aux résultats des simulations numériques. Les paramètres hydrauliques sont présentés dans le paragraphe précédent. Nous avons utilisé un modèle bidimensionnel de 80m × 10m pour toutes les simulations qui suivent. Les conditions aux limites sont: isolation hydraulique sur tous les bords, drainage idéal (pression atmosphérique) sur le bord inférieur et points d'injection de lixiviat sous le bord supérieur. La

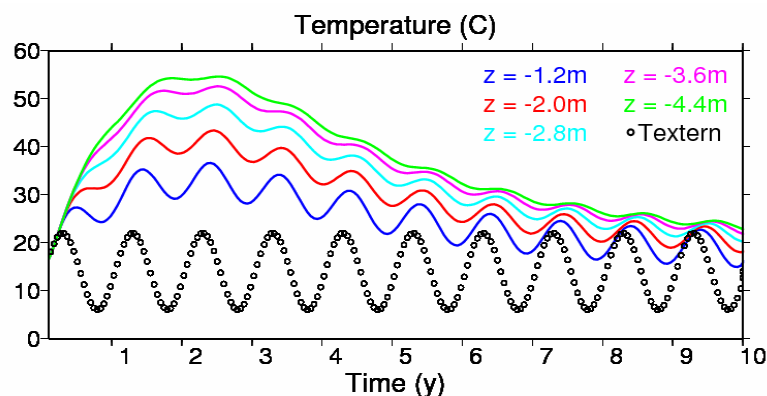
température est de 10°C sur tous les bords et elle varie entre 7 et 23°C sur le bord supérieur avec une fonction sinusoïdale pour simuler les variations saisonnières de température extérieure.

La conductivité thermique des déchets est un facteur très important pour les résultats thermiques à long terme aussi bien qu'à court terme pendant la réinjection de lixiviat. A long terme elle influence le gradient thermique entre les couches et les échanges thermiques avec l'extérieur. A court terme pendant la réinjection de lixiviat, elle influence les courbes de température juste après la réinjection et la remontée de la température. Des valeurs plus grandes de la conductivité thermique donnent des remontées plus rapides de température. Pour une simulation sur 10 ans sans injection, nous considérons une conductivité thermique de 0,4 W/m.K qui correspond à des déchets peu humides. Comme nous avons choisi une saturation initiale de 25% pour notre simulation, cette valeur semble raisonnable. Pour considérer l'existence d'un sol encaissant le casier l'épaisseur du casier et son effet sur le refroidissement des déchets, nous avons divisé la conductivité thermique du sol par une épaisseur de 5m et imposé cette transmissivité thermique dans la condition limite. Les résultats de simulation à long terme sont présentés en 5.2.3.1. Les résultats de simulation numérique à court terme et pendant la réinjection de lixiviat nous conduisent vers des valeurs plus grandes de la conductivité thermique. Ces résultats sont présentés en 5.2.3.2.

### 5.2.3.1 Résultats à long terme: pendant 10 ans sans réinjection de lixiviat

Figure (5-13a) montre les résultats thermiques d'une ISDND pendant 10 ans de simulation numérique à différentes profondeurs. La température augmente jusqu'à 55°C au cœur et il y a un gradient de 1 à 10°C/m entre les différentes couches (Yesiller et al. 2005 et 2008). Le gradient thermique est plus important dans les couches superficielles et il diminue en profondeur (Gartung et al., 1999 ; Lefebvre et al., 2000). Les couches supérieures sont plus influencées par la température extérieure (Yesiller et al., 2005) et les changements saisonniers et il y a un décalage entre les valeurs maximales de température des déchets et celles de la température extérieure lié à la diffusivité thermique,  $\alpha = \lambda/\rho.C$  des déchets et de la couche d'argile. Ce décalage est aussi observé sur site et signalé par certains auteurs (Yesiller et al., 2005). Dans le site1 les valeurs maximales de température sont observées en septembre-octobre et les minimales en mars-avril. Ces résultats peuvent permettre une assez bonne estimation de la conductivité thermique de la couche de couverture et des déchets et montrent aussi la nécessité d'installer des capteurs de température dans les couches plus profondes des bioréacteurs. Les résultats biologiques sont présentés dans la Figure (5-13).

a)





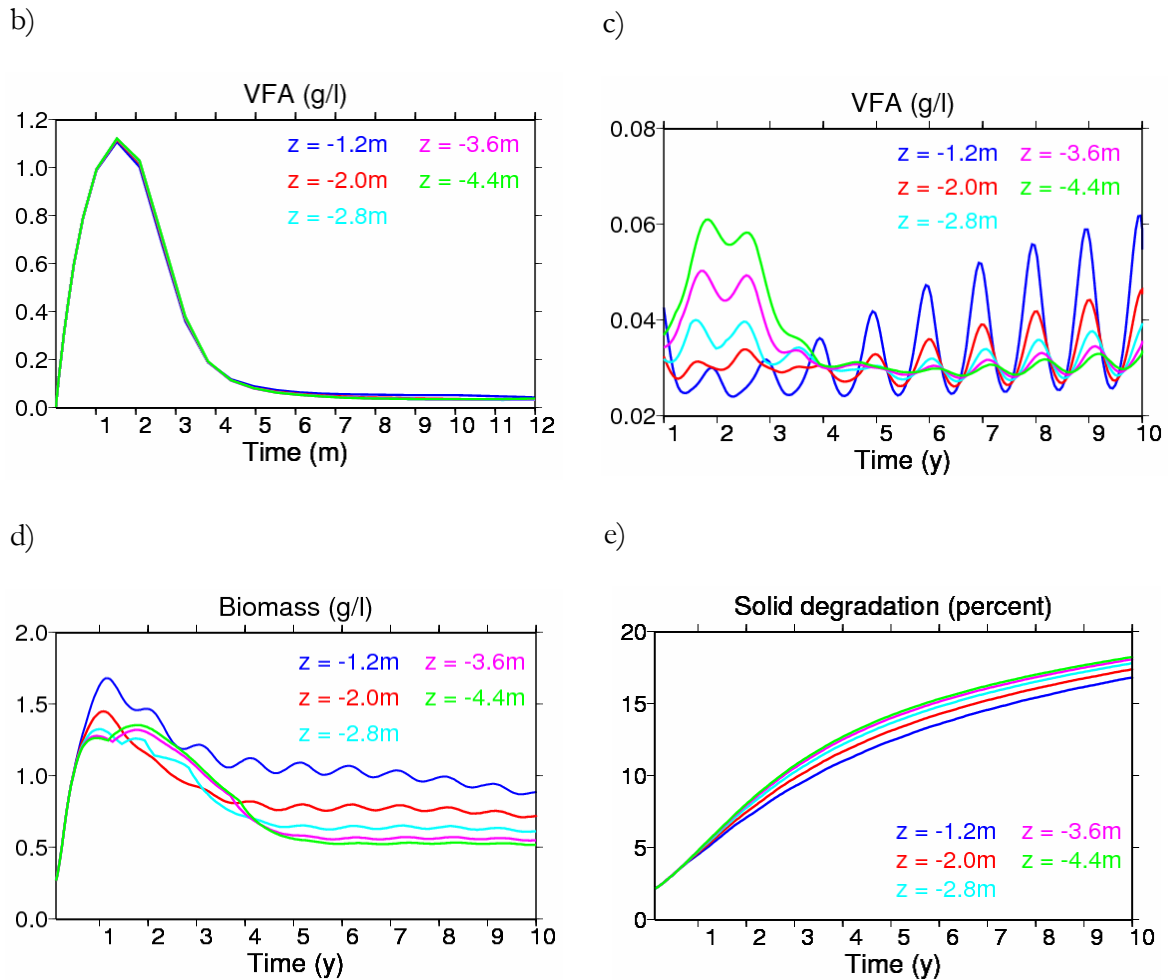
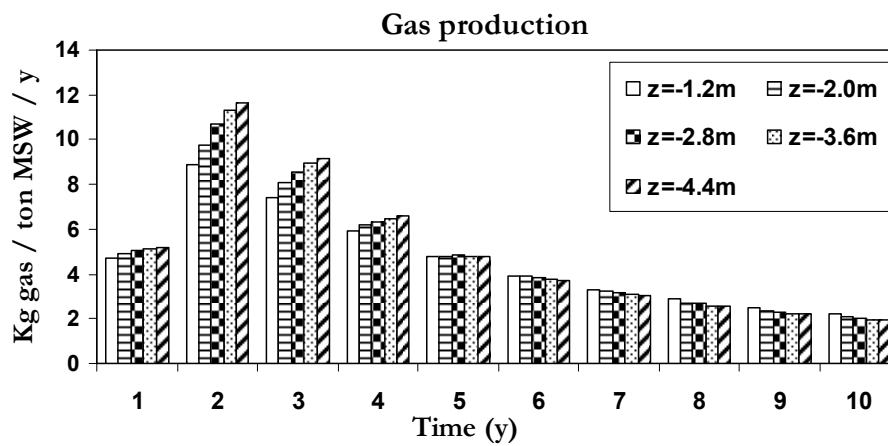


Figure (5-13) Comportements thermique et biologique d'une ISDND simulé pendant 10 ans

Les différentes phases observées dans les résultats numériques peuvent être résumées comme suit: Pendant les premiers mois de la simulation, il y a une forte concentration d'AGV qui diminue le taux d'hydrolyse et de dégradation de la phase solide. En effet, la phase solide rapidement biodégradable a très rapidement produit des AGV en l'absence de suffisamment de biomasse méthanogène pour consommer les AGV produits. Puis la biomasse méthanogène se développe en consommant les AGV. La concentration en AGV diminue alors jusqu'à ce que l'hydrolyse de la phase solide soit accélérée. Pendant les trois années suivantes la température et la production de gaz augmentent. Concernant la température des différentes profondeurs, différents comportements biologiques sont observés. Dans les couches plus profondes où la température dépasse 45°C, la biomasse diminue car la mortalité est maximale dans ces gammes de valeurs. La concentration en AGV augmente alors jusqu'à 0,06g/l. Par contre dans les couches supérieures, la concentration en biomasse est suffisante pour garder la concentration en AGV inférieure à cette valeur. Après 5 ans, la température et la production de gaz diminuent et la température des différentes couches tend vers la température extérieure. Le taux d'hydrolyse diminue car les fractions rapidement et moyennement biodégradables sont presque entièrement consommées. Dans cette phase l'hydrolyse devient un facteur très important pour la croissance macrobienne. Comme nous pouvons voir sur la Figure (5-13d), la biomasse diminue, permettant une légère augmentation de la concentration en AGV. Ces deux dernières phases peuvent être considérées comme les phases méthanogènes accélérée et ralentie. La biomasse est stabilisée au bout de dix ans dans les différentes couches, ainsi que la température. La biomasse et la température se

stabilisent de façon couplée, la température étant le résultat de la production de chaleur par la biodégradation et des échanges de chaleur avec l'extérieur (Hartz et al., 1982 ; Yesiller et al. 2005), et la croissance, la mortalité et la croissance nette de la biomasse dépendent de la température. La dégradation totale des déchets solides est entre 22 et 30kg dans les différentes couches après 10 ans (Figure 5-13e), ce qui donne une valeur de 17% de la masse totale dans un volume de 1m<sup>3</sup>. Cette valeur est comparable à celle proposée par Olivier (2003) qui donne une perte de masse de 20% pour un bioréacteur standard après 30 ans. Il faut noter que le taux de dégradation de la phase solide devient quasiment constant après dix ans de simulation. Cette valeur peut nous permettre une estimation de l'ordre de grandeur des cinétiques de dégradation. La Figure (5-14) montre la production de gaz par tonne de déchet et par an, pendant 10 ans de simulation et l'influence de la température des déchets sur la production de biogaz. On peut remarquer que les variations de production de biogaz sont influencées par les variations de température des déchets. C'est ce qui a été observé à partir de prélèvements et mesures du méthane par Augenstein et al. 2008.

a)



b)

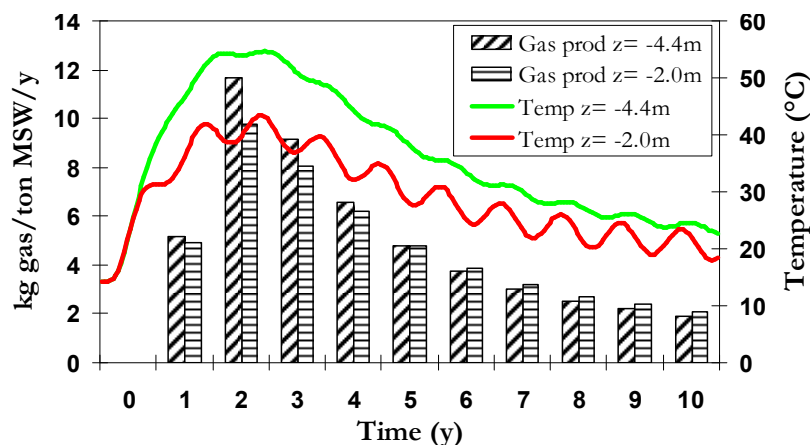


Figure (5-14) a) Production de biogaz dans les différentes couches pendant 10 ans, b) les courbes superposées de la température et production de biogaz dans deux couches

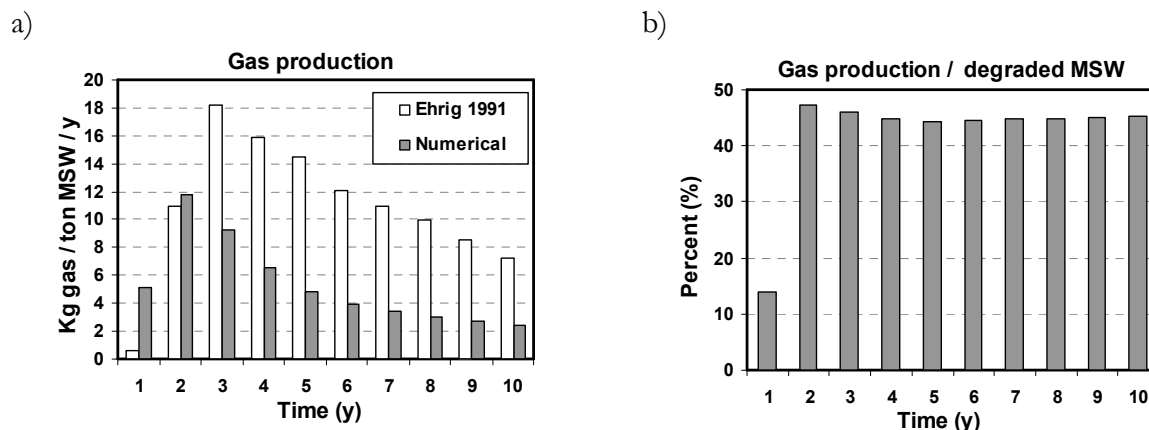


Figure (5-15) Production de biogaz annuelle dans une décharge, estimée par expérimentation en laboratoire sur des déchets ménagers (Ehrig, 1991)

La Figure (5-15b) montre que 12 à 45% des déchets dégradables sont transformés en biogaz. Cette valeur est validée par Ehrig (1991) qui a observé que moins de 50% (7,2 à 41,7%) de la masse initiale des déchets organiques est transformée en biogaz. Cet auteur a estimé que la production maximum de gaz intervient entre la 3ème et la 5ème année de la décharge (Figure 5-15a). Haarstad (1997) a extrapolé la production de gaz pendant 40 ans et a proposé une valeur de 168 kg de gaz/tonne de déchet solide pour la production totale de gaz. Thomas (2000) a proposé une valeur maximum de 215 kg de gaz/tonne de déchet humide, soit 280 kg de gaz/tonne de déchet solide. La production de gaz obtenue avec notre modèle est de 56 kg de gaz/tonne de déchet sec pendant 10 ans. Cette valeur est inférieure aux valeurs proposées par d'autres auteurs mais il faut noter que ces dernières valeurs sont généralement basées sur des expérimentations en laboratoire en conditions idéales de production de gaz. La production de gaz arrive à son maximum après 2 ans avec notre modèle. Nous pouvons comparer cette valeur avec celle d'Ehrig qui donne 3-5 ans en notant que notre modèle ne considère pas les phases aérobie et acidogène.

### 5.2.3.2 Les résultats à court terme

- **Site1: pendant deux épisodes d'injection**

Ici nous présentons les résultats de la simulation numérique du site1 pendant l'injection de lixiviat. Ces résultats sont présentés pour deux profondeurs sous la couche d'argile en comparaison avec les données du site. Les données du site sont obtenues par des capteurs de température qui sont installés à différentes profondeurs sous la couche d'argile ( $z = 0, -1, -2$  et  $-3m$ ) à un mètre de distance des brins d'injections (Figure 5-1). Nous rappelons que pour installer ces capteurs, des tranchées de 5m de longueur et 3m de profondeur sont excavées après avoir mis en place des déchets. Ces tranchées sont remplies avec des déchets jeunes après avoir installé les capteurs de température. Ces déchets sont compactés pour éviter les effets d'hétérogénéité de densité et de conductivité hydraulique. Le tassement des déchets et le vieillissement des câbles peuvent poser des problèmes de déconnection des capteurs de température et après sept ans de service seuls quelques capteurs sont toujours en état de fonctionnement et fournissent des données valides. L'erreur maximum de ces capteurs à l'état neuf est de  $0,3^{\circ}C + 0,005T$ , où T est la température mesurée en  $^{\circ}C$ . Les paramètres d'injection sont présentés dans le Tableau 5-2. Comme il n'y avait pas de donnée pour la température du lixiviat injecté, nous avons utilisé les valeurs de la température extérieure car le lixiviat utilisé pour la recirculation est stocké dans un bassin ouvert, à quelques mètres de l'alvéole-bioréacteur. Les meilleures valeurs que nous avons estimées par les simulations numériques pour la température du lixiviat pendant la première et la deuxième injection sont de  $3^{\circ}C$  et  $8^{\circ}C$ , respectivement. Comme la température des déchets avant

la première injection est de 33°C à z=-1m, nous avons simulé la première injection après un an et demi quand la température des couches supérieures est d'environ 33°C.

Les paramètres thermiques comme la capacité calorifique et la conductivité thermique sont estimés à partir des simulations numériques et d'analyses inverses préliminaires. Lors des simulations numériques à court terme nous avons remarqué qu'avec la conductivité thermique que nous avons choisie pour une simulation de 10 ans (0,4 W/m.K) le modèle n'est pas capable de reproduire la remontée de température après la réinjection de lixiviat. Cette valeur conduit à des courbes quasiment linéaires de remontée de température. Nous avons augmenté la valeur de la conductivité thermique jusqu'à 0,8 W/m.K (Aran, 2000 a proposé des valeurs entre 0-0,8 W/m.K et Yessiler et al., 2005 ont utilisé 1 W/m.K). Les résultats présentés dans la Figure (5-16) sont obtenus dans les volumes élémentaires situés à -0,8m et -1,6m sous le point d'injection et à une distance horizontale d'un mètre. Ces courbes semblent être les plus proches des données du site à z = -1m et z = -2m. Mais il faut noter qu'avec les tassements des déchets il n'est pas sûr que les capteurs de température soient toujours à l'emplacement initial. Les courbes de la Figure (5-16) sont représentées avec deux lignes qui sont  $T_{Site} \pm (0,3 + 0,005 \times T_{Site})$  pour considérer les erreurs de mesure de la température. Comme nous l'avons expliqué auparavant, les effets de déconnexion et de vieillissement des capteurs ne sont pas considérés dans cette erreur de mesure.

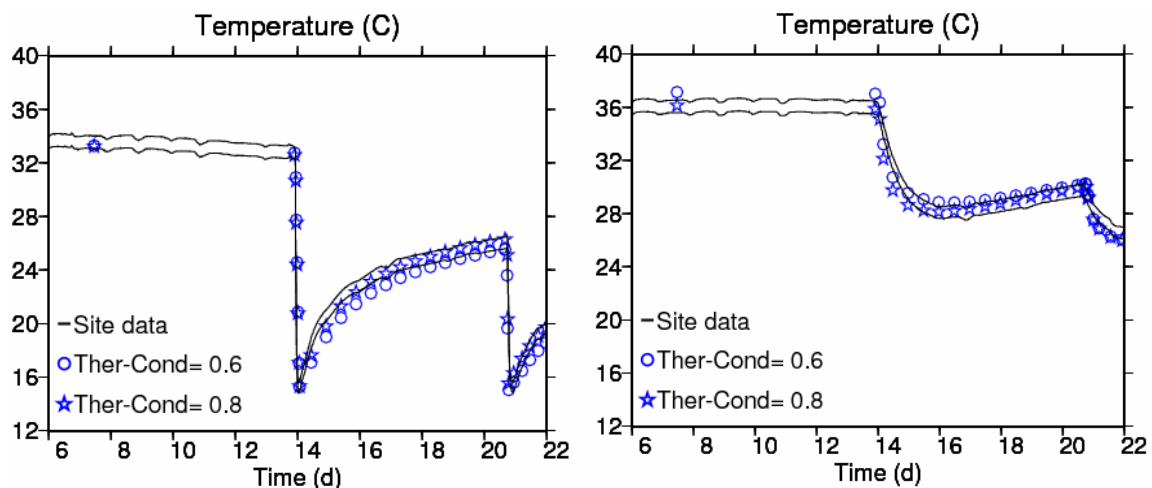
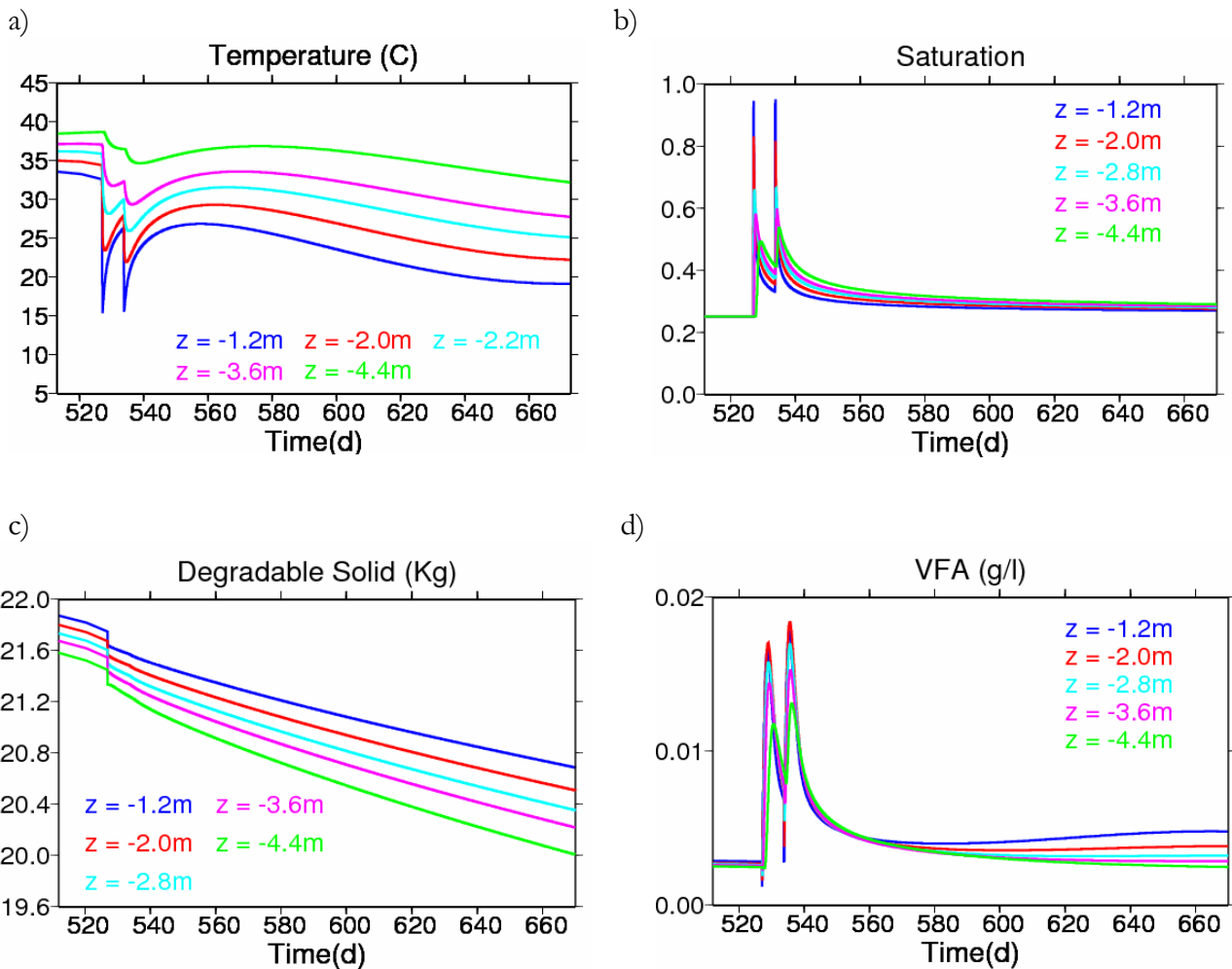


Figure (5-16) Variations de température pendant recirculation de lixiviat aux z = -1m (gauche) and z = -2m (droite) en comparaison avec les data du site et avec deux valeurs pour la conductivité thermique

La capacité calorifique des déchets est estimée entre 1000 et 1100 J/K.kg c'est-à-dire dans les gammes des valeurs proposées par différents auteurs (Meima et al. 2007). Comme notre modèle est homogénéisé, il ne peut pas considérer les effets de variation des paramètres thermiques et hydrauliques dans le domaine qui semblent influencer les données mesurées sur site. Augmenter la conductivité thermique des déchets de 0,4 à 0,8 W/m.K influence le comportement thermique à long terme et par conséquent le comportement biologique du bioréacteur. Le gradient thermique diminue avec une conductivité thermique plus grande et la température maximum est de 40°C avec une conductivité thermique de 0,8 W/m.K au lieu de 55°C avec une valeur de 0,4 W/m.K.

Nous pouvons en conclure que 0,4 W/m.K est une valeur adéquate pour des déchets peu humides (saturation de l'ordre de 0,25), tels que représentés dans les simulations de long terme du 5.2.3.1. Pour des déchets proches de la saturation maximale, comme dans le voisinage des points

d'injection tels que simulés en 5.2.3.2, une valeur de 0,8 W/m.K est plus adaptée. En absence de données disponibles concernant les variations de conductivité thermique liées à des variations de saturation, nous n'avons pas réalisé de simulation intégrant ces variations. Les changements hydro-thermo-biologiques pendant la recirculation de lixiviat sont présentés dans la Figure (5-17) pour différentes couches. Pour estimer comment la recirculation de lixiviat peut influencer le comportement thermo-biologique, les simulations numériques sont réalisées pendant 160 jours. Il faut noter que pour ces simulations le lixiviat a les caractéristiques chimiques et biologiques d'une eau pure, ce qui veut dire qu'il n'y a ni AGV ni biomasse dans le lixiviat.



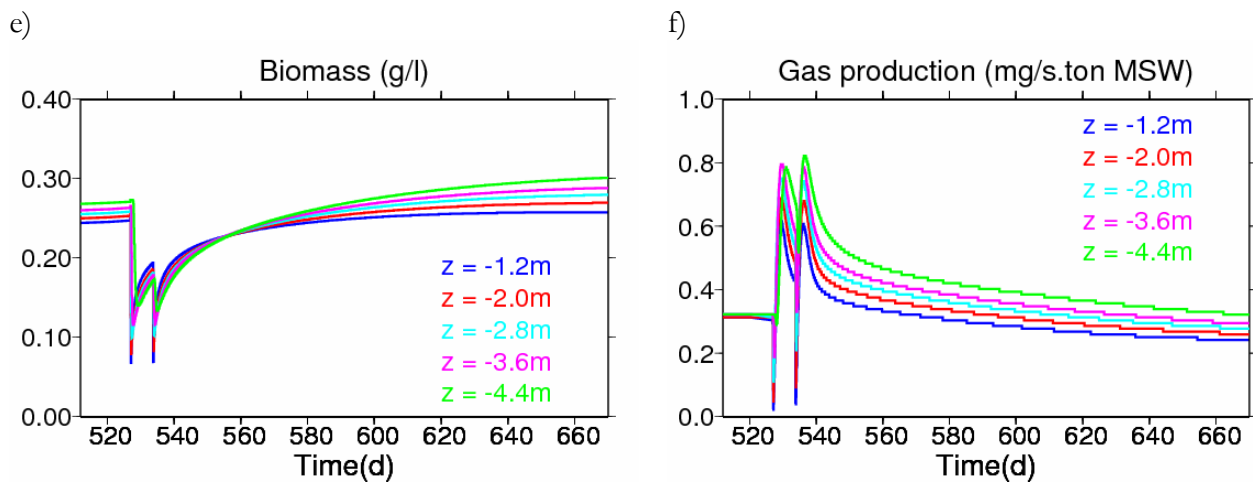


Figure (5-17) Comportement biologique du site1 à court terme, pendant et après deux épisodes d'injection de lixiviat

Comme nous pouvons voir sur la Figure (5-17), l'injection de lixiviat abaisse la température dans les différentes couches sous le point d'injection (Kumar et al. 2008). La température augmente très rapidement juste après la fin de l'injection de lixiviat à cause de la diffusion de chaleur des déchets plus chauds autour de la zone d'injection. Les changements de température après la réinjection sont dus aux variations saisonnières de la température extérieure et il semble que la réinjection de lixiviat n'influence pas le comportement thermique dans les 100 jours suivants. L'augmentation de la température juste après la fin de l'injection ainsi que l'augmentation de la saturation sous les points d'injection déclenchent l'hydrolyse et la dégradation de la phase solide (Eliassen, 1942; Rees, 1980; Buivid et al., 1981; Barlaz et al., 1990; Townsend et al., 1996; Wreford et al., 2000; San et Onay, 2001). Cet effet de court terme de la température sur le taux des réactions a été aussi signalé par Hartz et al., 1982.

La première injection influence beaucoup plus la dégradation des déchets. C'est parce que la dégradation dépend de la différence de saturation avant et après la réinjection et aussi parce que le changement de température lors de première injection est plus important que lors de la deuxième. La concentration en AGV diminue légèrement car les AGV se déplacent avec le flux de liquide puis elle augmente rapidement à cause de l'hydrolyse déclenchée par la réinjection. Nous avons le même résultat pour la biomasse méthanogène qui diminue avec le flux (10% transporté par le flux de lixiviat) puis augmente rapidement en consommant les AGV produits. Ces phénomènes augmentent la production de gaz après chaque épisode d'injection de lixiviat mais n'a pas d'effet à long terme sur la production de gaz. Ces résultats montrent que la recirculation de lixiviat n'a pas d'influence à court terme sur le comportement thermique des déchets mais influence significativement la dégradation des déchets biodégradables. La dégradation de la phase solide et la production de gaz augmentent et atteignent des valeurs maximales juste après la réinjection mais elles retrouvent les valeurs initiales après quelques dizaines de jours en absence de réinjection de lixiviat.

- **Site2 : pendant trois épisodes d'injection**

Pour le deuxième site étudié, les données disponibles de site sont plus limitées. Il existe cependant des données de température en différents points du site qui peuvent nous fournir d'importantes informations. De nombreux capteurs de température ne fonctionnent plus ou donnent des valeurs erronées (80-90°C). Les données sont cependant suffisantes pour remarquer que la température des déchets est influencée par la température extérieure et ses variations saisonnières. Le gradient thermique vertical est soit de 5-6°C/m soit nul. Les gradients observés

sur le site2 sont donc nettement inférieurs à ceux du site1. La conductivité thermique moyenne du site2 est donc probablement plus grande que celle du site1. Cette hypothèse est bien en accord avec les résultats thermiques de ce site après la réinjection de lixiviat et une remontée très rapide de température. Il pourrait également s'agir d'une capacité calorifique moins grande que celle du site1, d'écoulements préférentiels ou de différences dans les paramètres d'injection comme le débit et la température du lixiviat injecté.

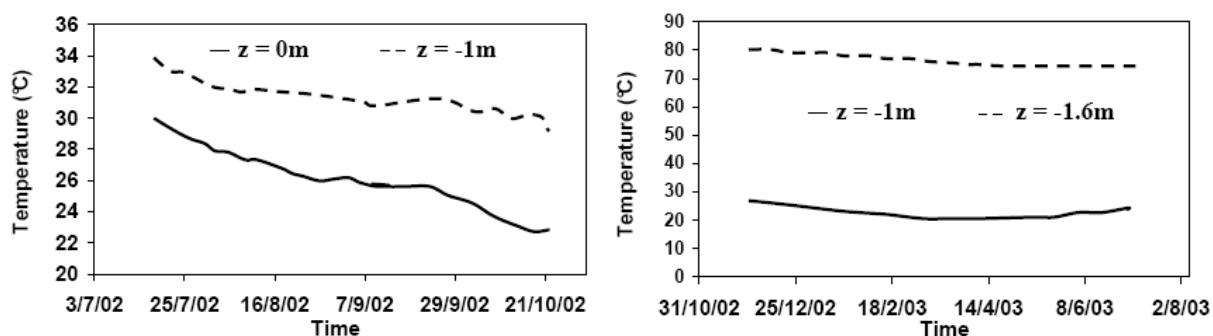


Figure (5-18) Valeurs de température mesurée en deux points du site2

Les résultats de simulation numérique montrent l'importance de la capacité calorifique et de la conductivité thermique sur la température et surtout sur la remontée de température après l'injection de lixiviat. Nous avons observé que la température après la recirculation de lixiviat est influencée plutôt par la température extérieure que par la température initiale avant la réinjection. Nous pensons donc que la conductivité thermique des matériaux de couverture joue un rôle très important. La Figure (5-19) montre que le modèle ne reproduit pas la remontée de température aussi rapidement que ce qui est observé sur site. Le résultat présenté sur la Figure (5-19) est obtenu avec la plus grande valeur que nous avons trouvée pour la conductivité thermique (1 W/m.K) et la plus petite pour la capacité calorifique (900 J/K.kg). Obtenir une courbe qui superpose les données de site nécessite des valeurs qui ne sont pas dans les gammes proposées dans la littérature. Une explication pourrait être que les tranchées d'installation des capteurs de température sont remplies de déchets moins denses. Dans ce cas là, même si ces déchets ont des caractéristiques thermiques similaires à ceux des déchets qui se trouvent au voisinage des tranchées, ils auraient une conductivité hydraulique plus grande pouvant causer des écoulements préférentiels. Les déchets ne se refroidissent alors pas de façon homogène autour des points d'injection. Des déchets chauds plus proches pourraient alors transférer la chaleur plus rapidement que dans notre modèle homogénéisé. La vérification de cette hypothèse nécessiterait un modèle qui intègre les variations des paramètres hydrauliques et thermiques, ce qui n'a pu être mis en oeuvre dans le cadre de la thèse.

Tableau 5-4 Paramètres d'injection du site2

Paramètres	1ère injection	2ème injection	3ème injection
Période d'injection	2h30	1h36	1h40
Débit d'injection (m <sup>3</sup> /hr)	7,0	7,0	7,0
Date	20 Janvier	28 Janvier	5 Février

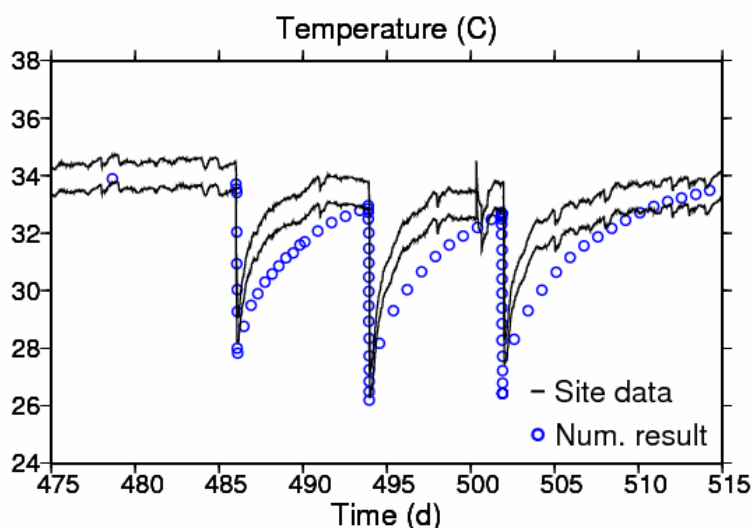


Figure (5-19) Variations de température pendant la recirculation de lixiviat

## 5.2.4 Conclusion

Les résultats numériques de simulation de deux ISDND-bioactives nous ont conduits aux conclusions suivantes:

- ❖ La condition stationnaire de température observée sur site est le résultat d'un ensemble de phénomènes couplés: échanges thermiques entre les déchets et l'extérieur et production de chaleur à partir de l'activité microbienne dont la croissance est une fonction de la température.
- ❖ Les paramètres les plus influents sur le comportement thermo-biologique des bioréacteurs sont la conductivité thermique, la capacité calorifique, les valeurs initiales de biomasse et d'AGV et aussi les paramètres qui contrôlent la croissance nette microbienne comme les taux de croissance et de mortalité. Les paramètres thermiques des matériaux de couverture pourraient être estimés en considérant la température du site après plusieurs années et la température moyenne extérieure. Les paramètres hydrauliques et thermiques sont caractéristiques de chaque bioréacteur; ils changent d'un site à l'autre et doivent être estimés pour chaque site d'ISDND séparément, voire pour chaque alvéole si la nature des déchets est variable.
- ❖ Les résultats de simulation numérique à court terme pendant la recirculation de lixiviat sur deux sites de bioréacteurs en France montrent que les changements de température à court terme dépendent essentiellement de la température et du débit de lixiviat réinjecté, de la capacité calorifique et de la conductivité thermique des déchets entourant le point d'injection, et aussi des variations de température extérieure qui sont observés dans les couches supérieures.
- ❖ La simulation à court terme nous montre les limites d'un modèle homogénéisé. Considérer les variations des paramètres des déchets nécessite cependant un très lourd effort de caractérisation qui n'a pas été réalisé dans cette thèse. Beaucoup de paramètres peuvent varier: la conductivité hydraulique, la densité, la porosité, la capacité calorifique, la conductivité thermique, la biodégradabilité des déchets et aussi la phase de dégradation des déchets qui dépend de l'âge et de la saturation des déchets. Tous ces paramètres influencent le comportement hydro-thermo-biologique des déchets surtout là où il y a des irrégularités comme au voisinage des points d'injection. Malgré que notre modèle soit



homogénéisé, il montre une bonne sensibilité aux variations de ces paramètres et est capable d'expliquer différents phénomènes observés *in situ*.

- ❖ La simulation de recirculation de lixiviat montre que la réinjection de lixiviat augmente la saturation des déchets et diminue la concentration d'AGV. Ces deux phénomènes augmentent le taux de dégradation des déchets solides et la production de biogaz.
- ❖ Les données de la température de site sur lesquelles nous avons basé la validation de notre modèle ne sont disponibles que jusqu'à une profondeur de -3m sous la couche d'argile de couverture. Disposer de données dans les couches plus profondes permettrait une meilleure compréhension du comportement d'un bioréacteur à long terme.

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 pour mieux connaître ce paramètre sont très limités. Très peu de données en laboratoire et sur site sont disponibles (Yesiller et al, 2005 et 2008). Un effort de recherche nous semble nécessaire dans ce domaine.

### 5.3 Modèle biologique avec deux types de biomasse méthanogène

La comparaison d'un modèle couplé de bioréacteur avec les observations et les données de site, présenté dans ce chapitre, nous montre qu'un modèle de type II avec une seule biomasse méthanogène mésophile est capable de reproduire le comportement thermo-biologique d'un bioréacteur. Ici nous allons considérer dans le modèle biologique deux types de biomasse qui semblent être responsables de la production de méthane et de la dégradation de la phase méthanogène selon certains auteurs (Lanini, 1998) : une population mésophile et une population thermophile. Les courbes de croissance microbienne pour deux biomasses mésophile et thermophile et les équations du modèle biologique correspondant sont présentées ci-dessous.

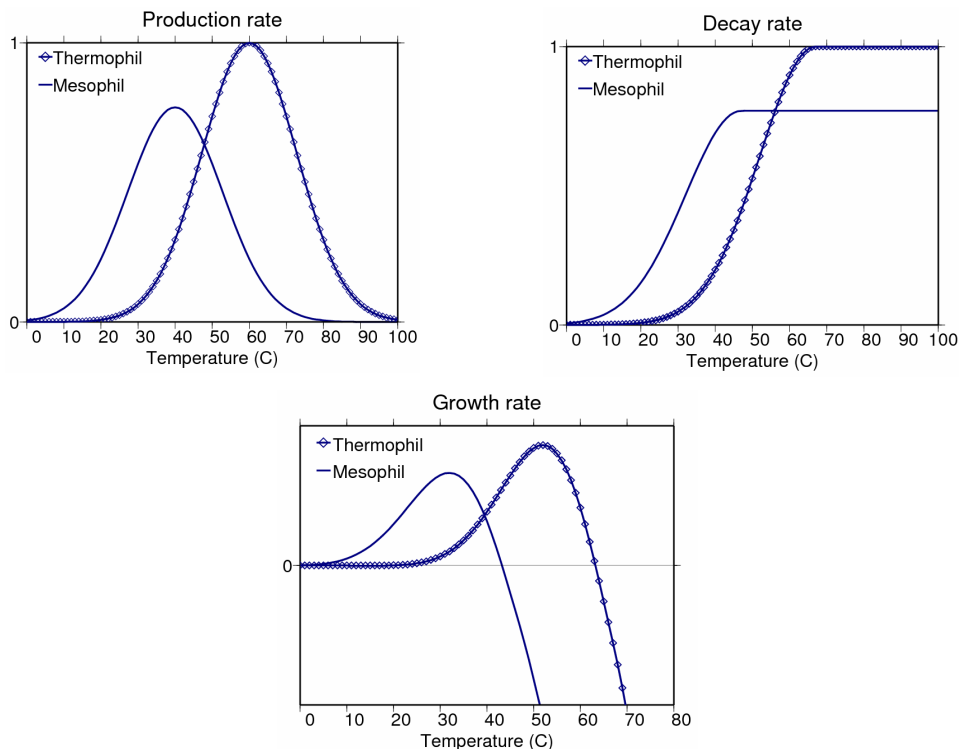


Figure (5-20) Courbes de croissance, de mortalité et de croissance nette des biomasses mésophile et thermophile

Les changements effectués dans le modèle de production de gaz pour considérer deux types de biomasse sont les suivants:

$$\text{AGV:} \quad \frac{dA_s}{dt} = -\beta \frac{dA}{dt} - \frac{\mu_{App}(T)}{Y} \cdot g_s(A_s) \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X - \alpha_A \cdot q \frac{dA_s}{dZ} \quad (5-2)$$

$$\text{Biomasse } p : \quad \frac{dX_p}{dt} = \underbrace{Y \cdot \rho_{p, App}(T)}_{\text{Croissance}} \cdot g_s(A_s) \cdot \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \cdot X_p - \underbrace{K_{dp}(T)}_{\text{Mortalité}} X - \alpha_{Xp} \cdot q \frac{dX}{dZ} \quad (5-3)$$

$$\text{Biogaz:} \quad \frac{dB}{dt} = (1 - Y) \frac{\mu_{App}(T)}{Y} \cdot g_s(A_s) \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X \quad (5-4)$$

où  $X$  représente la concentration totale des biomasses mésophile et thermophile:  $X_p$  ( $p : m = \text{mésophile}, t = \text{thermophile}$ ) et  $X = X_m + X_t$ .

$\mu_{p, App}(T)$  et  $K_{dp}(T)$  sont les courbes de croissance et de mortalité pour chaque type de biomasse  $p$ , représenté dans la Figure (5-20). Chaque biomasse consomme des AGV en fonction de sa population et la production de biogaz est déterminée à partir de l'ensemble de la biomasse méthanogène (mésophile plus thermophile).

### 5.3.1 Résultats de simulation

Dans cette partie nous allons étudier l'effet des deux types de biomasse sur le comportement thermo-biologique des déchets. Comme la simulation numérique avec un modèle 2D appliqué aux diminutions habituelles d'un bioréacteur prend beaucoup de temps de calcul, nous effectuons les simulations avec un modèle 1D d'une colonne d'un mètre de hauteur ( $1 \times 1 \times 10 \text{ m}^3$ ). Les conditions limites et initiales sont les suivantes: la température initiale et sur les bords est de  $15^\circ\text{C}$ , et est variable entre  $5^\circ\text{C}$  et  $25^\circ\text{C}$  sur le bord supérieur pour considérer les variations saisonnières. La pression initiale est atmosphérique et le bord inférieur est à pression atmosphérique (drainage parfait). Le flux de liquide est nul sur les deux bords verticaux et la conductivité thermique des bords est de  $0,2 \text{ W/mK}$  pour un mètre d'argile en haut et 4 mètres de sol en bas du modèle. La capacité calorifique du déchet est de  $1000 \text{ J/kg.K}$  et les paramètres hydrauliques et biologiques sont identiques à ceux du site1 (Tableau 5-3).

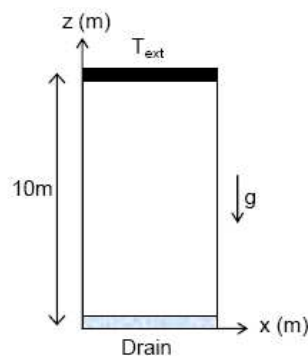


Figure (5-21) Schéma de la colonne 1D

Nous avons étudié trois différentes répartitions des biomasses méso-thermophiles dans la phase méthanogène:

- cas1 : il y a autant de biomasse thermophile que de mésophile dans le milieu et alors:  $X_m = X_t = X/2$ ,
- cas2: il n'y a pas de biomasse mésophile dans le milieu et la biomasse thermophile est égale à la biomasse totale:  $X_m = 0$ ,  $X_t = X$ ,
- cas3: il n'y a pas de biomasse thermophile dans le milieu et la biomasse mésophile est égale à la biomasse totale:  $X_t = 0$ ,  $X_m = X$ .

Les résultats thermiques et biologiques sont présentés pour les trois cas dans les Figure (5-22) à (5-25).

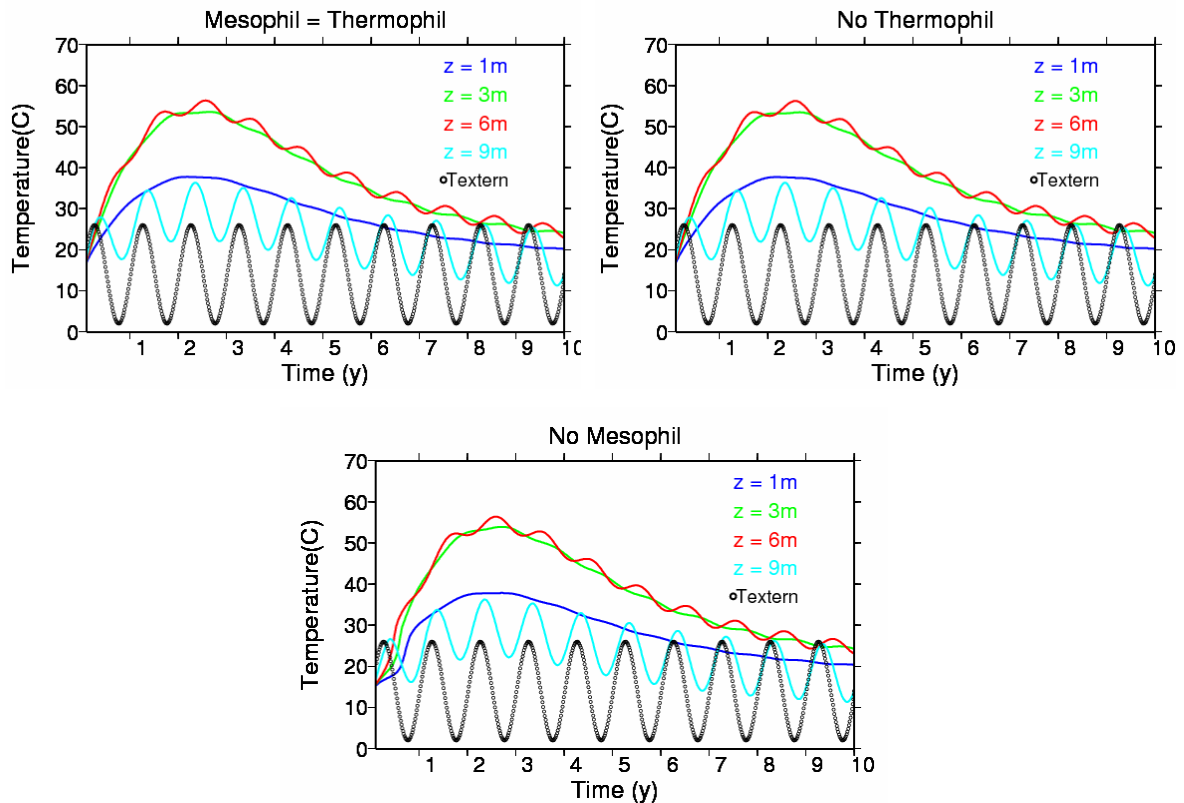


Figure (5-22) Variations de température pour différentes répartitions des biomasses mésophile et thermophile

Les résultats de température ne montrent pas une grande différence entre les trois cas pendant 10 ans. Il est en effet probable que l'influence des paramètres thermiques de site comme la conductivité thermique et la capacité calorifique et aussi la température extérieure, soit plus grande que l'effet de la répartition des populations microbiennes sur le comportement thermique du bioréacteur. Par contre on peut remarquer que l'évolution de la température pendant les premiers mois de simulation est différente dans le cas3, en absence de biomasse mésophile. Le comportement biologique pour chaque cas est présenté ci-dessous.

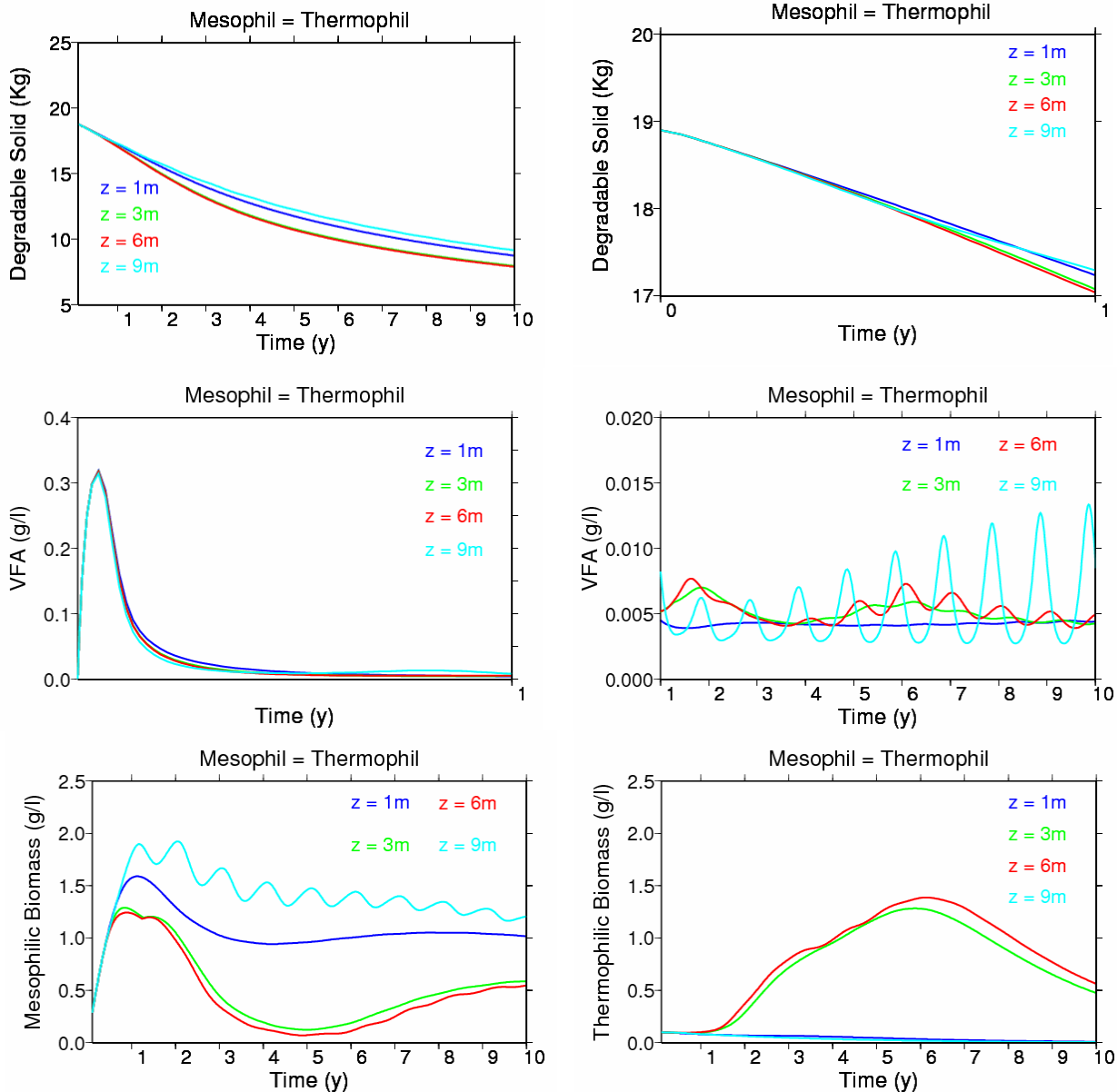


Figure (5-23) Comportement biologique pour les cas1;  $X_m = X_t = X/2$

Dans le cas1 où il y a autant de biomasse mésophile que thermophile, on peut remarquer la différence d'évolution des deux biomasses. Au cœur du bioréacteur quand la température dépasse 40°C, la biomasse mésophile diminue car sa mortalité augmente Figure (5-20). Par contre, dans ces gammes de température, la biomasse thermophile augmente au cœur et diminue dans les couches plus froides. La concentration en AGV augmente jusqu'à 0,35 g/l la première année et elle diminue par la suite.

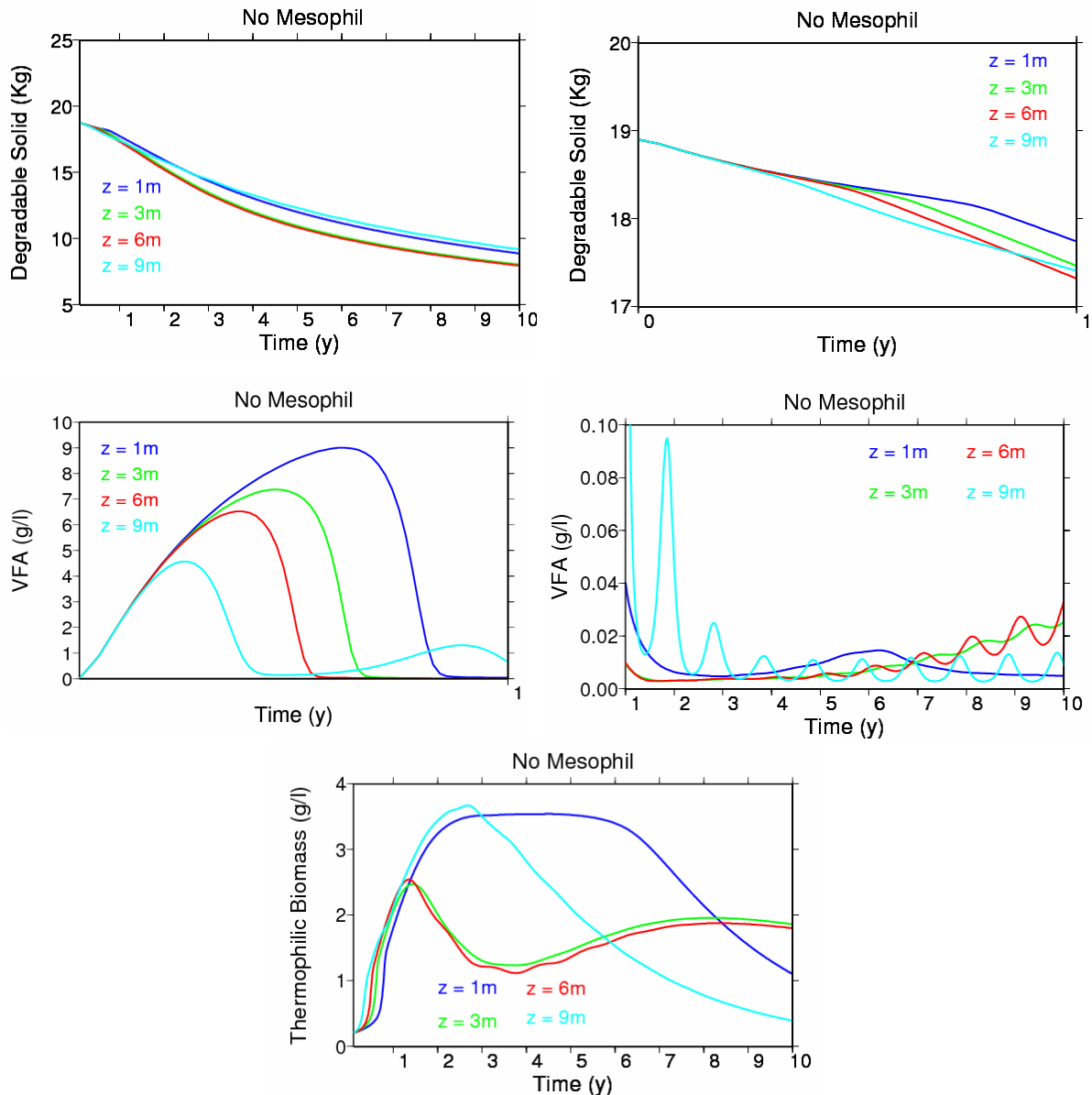


Figure (5-24) Comportement biologique pour les cas 2;  $X_m = 0, X_t = X$

Dans le cas2, en absence de mésophiles, on remarque tout d'abord la différence de dégradation de la phase solide avec le cas1 durant un an de simulation. La dégradation de la phase solide est ralentie par rapport au cas1 à cause de l'accumulation d'AGV qui augmente jusqu'à 9g/l dans la première année. C'est parce que la température n'a pas permis aux seuls thermophiles présentes de se développer suffisamment pour consommer les AGV accumulés.

C'est parce que pendant un an de simulation ni les mésophiles ni les thermophiles n'ont pu évolués dans le milieu. Les mésophiles évoluent après deux ans dans les couches où la température le leur permet.

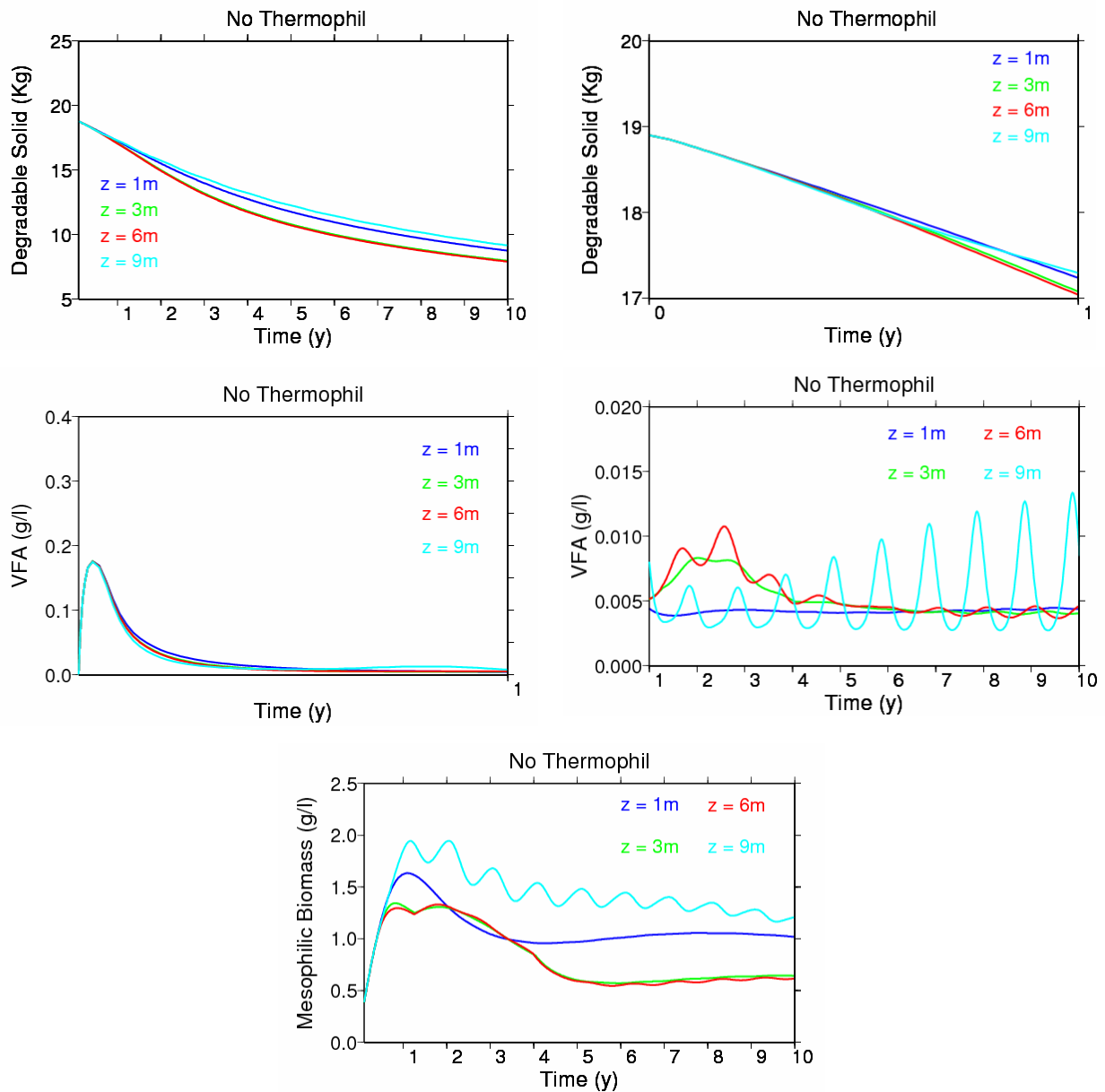


Figure (5-25) Comportement biologique pour les cas 3;  $X_t = 0, X_m = X$

Dans le cas3, en absence de thermophiles, le comportement ressemble plutôt au cas1. Les thermophiles n'évoluent presque pas et la concentration en AGV est plus faible que dans le cas1. La production de gaz pour les trois cas est présentée ci-dessous.

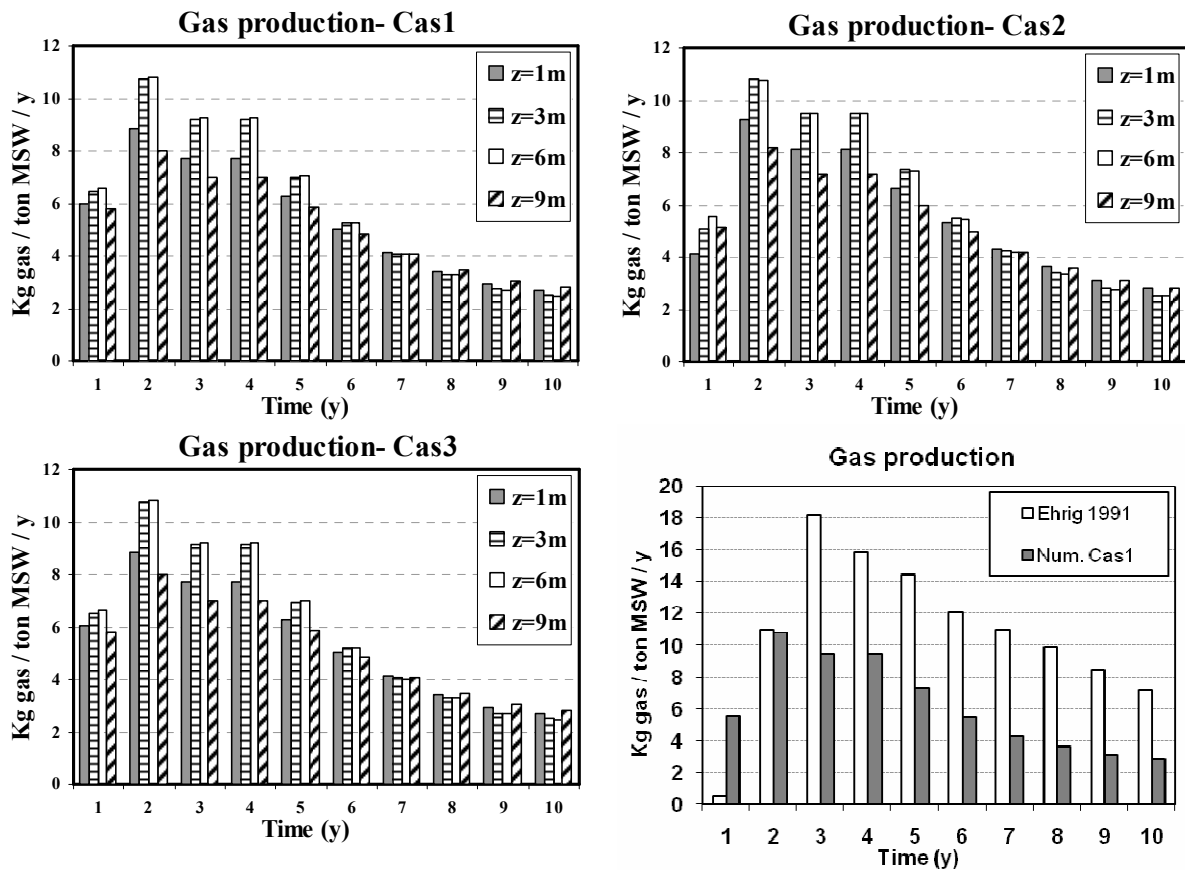


Figure (5-26) Production de biogaz pour les trois cas pendant 10 ans et la comparaison avec les résultats d'Ehrig (1991)

On peut remarquer que dans le cas2 (sans mésophiles), la production de biogaz de la première année est de 1 à 2kg moins grande que dans les deux autres cas. La haute concentration en AGV (9g/l) qui inhibe la phase méthanogène et diminue la production de biogaz en est la cause. La production de biogaz pour le cas1 est comparée avec les résultats de Ehrig (1991). 62kg de gaz est produit en 10 ans, en comparaison des 125kg de gaz pour Ehrig.

### 5.3.2 Introduction d'une couche de sol dans le modèle

Nous avons remarqué en 5.2 que les conditions limites de température influencent les résultats thermiques. Dans ces simulations nous ne représentons pas la présence d'une couche de sol sous les déchets. L'effet de refroidissement par le sol sous-jacent était considéré par une condition limite, affectée d'une conductivité thermique divisée par une épaisseur de 4 à 5m de sol, équivalant donc à une transmissivité thermique de frontière. L'importance de cet effet de refroidissement et les résultats de Yoshida et al. (2003) sur le site d'ISDND de Tokyo Port, nous ont conduits à introduire une couche de sol à part entière sous les déchets. Le modèle 1D avec une couche de sol et une couche de déchets, ainsi que les paramètres du modèle sont présentés en Figure (5-27). Ces paramètres sont obtenus à partir des données de Tokyo Port (Yoshida et al., 2003). Le modèle de Yoshida et al. (2003) et les résultats de température sont présentés sur la Figure (5-28).

**Sol:**  
 Capacité Calorifique: 1109 J/K kg  
 Conductivité de la chaleur: 0.86  
 densité: 1800

**Déchets:**  
 Capacité Calorifique: 1300 J/K kg  
 Conductivité de la chaleur: 0.4  
 densité: 900

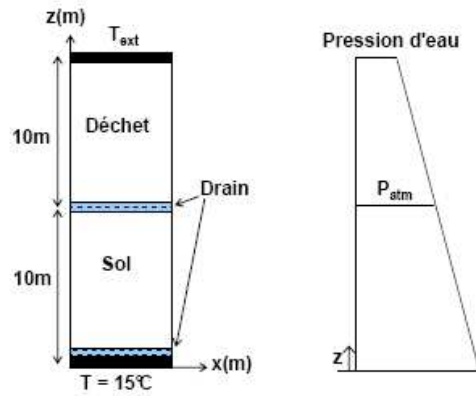


Figure (5-27) Modèle bicouche 1D et ces paramètres pour chaque couche

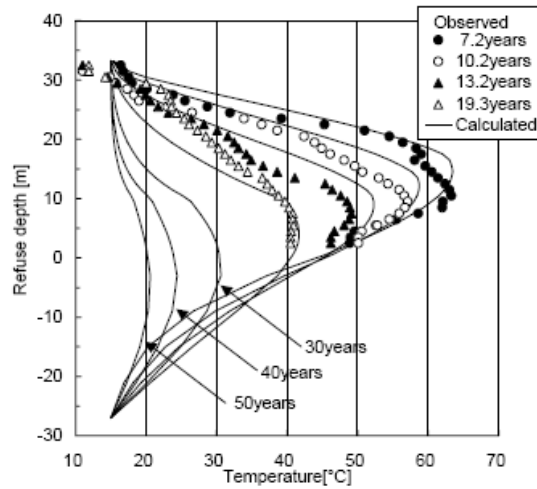
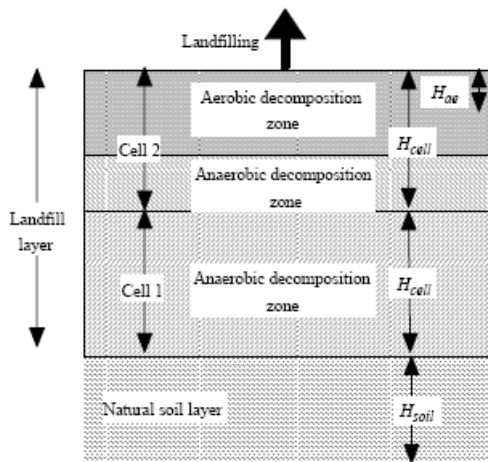
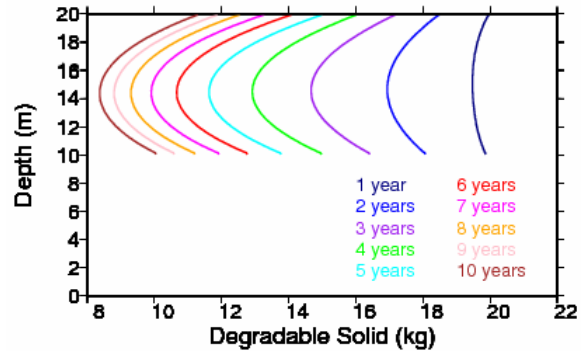
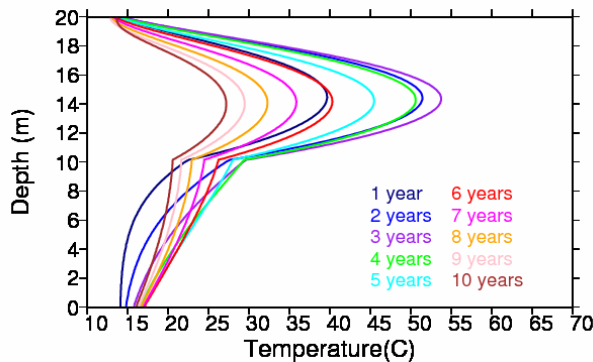


Figure (5-28) Modèle utilisé et les températures observée et calculée pour le site de Tokyo Port (Yoshida et al., 2003)

### 5.3.2.1 Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et déchets

Ces résultats sont présentés dans une colonne verticale de 20m, pendant 10 ans de simulation numérique, sans réinjection de lixiviat.





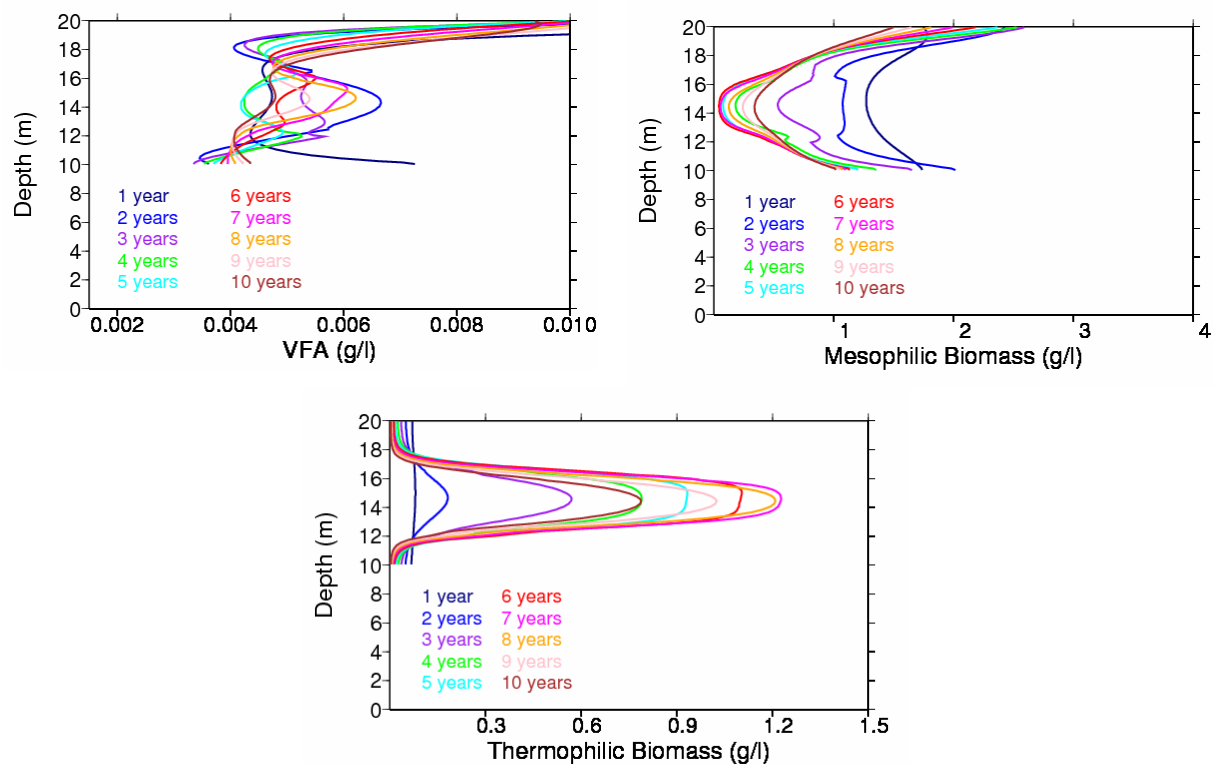


Figure (5-29) Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et de déchets

Nous pouvons remarquer que le comportement thermique ressemble bien aux observations de site. Dans une section verticale, la température augmente vers le coeur. Elle diminue près du sol à cause du refroidissement par le sol, restant quand même supérieur à celle du sol (Yesiller et al., 2005 et 2008). Pendant 10 ans de modélisation, la température augmente pendant 3 ans et elle diminue au bout de la troisième année. Cette augmentation puis diminution de température au cours des années est aussi observés par Yasiller et al., 2005 et 2008.

Jusqu'à présent, nous avons considéré dans nos simulations la présence de biomasse et d'AGV dans le liquide injecté. Nous présentons dans la suite les résultats de deux simulations numériques avec injection de lixiviat en utilisant le modèle bicouche: dans la première simulation le lixiviat injecté ne contient ni biomasse ni AGV ; nous l'appellerons le lixiviat *non-chargé*, dans la deuxième simulation le lixiviat injecté contient les concentrations en biomasse et en AGV égale aux valeurs initiales de biomasse et d'AGV présentées dans le Tableau 5-3 ; nous l'appellerons le lixiviat *chargé*.

### 5.3.2.2 Les résultats de modélisation d'un bioréacteur avec injection de lixiviat chargé et non-chargé

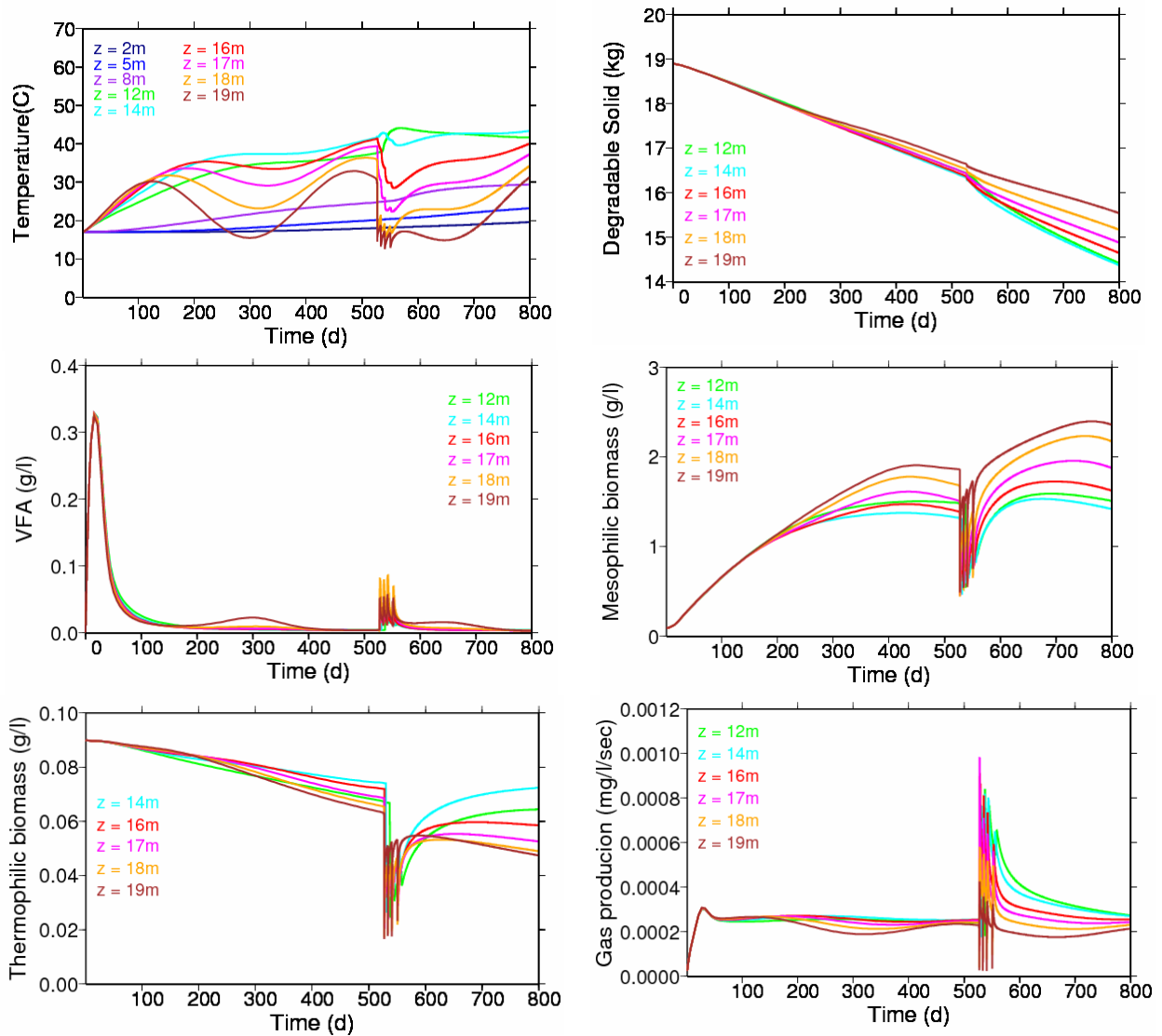


Figure (5-30) Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et déchets avec injection du lixiviat non-chargé

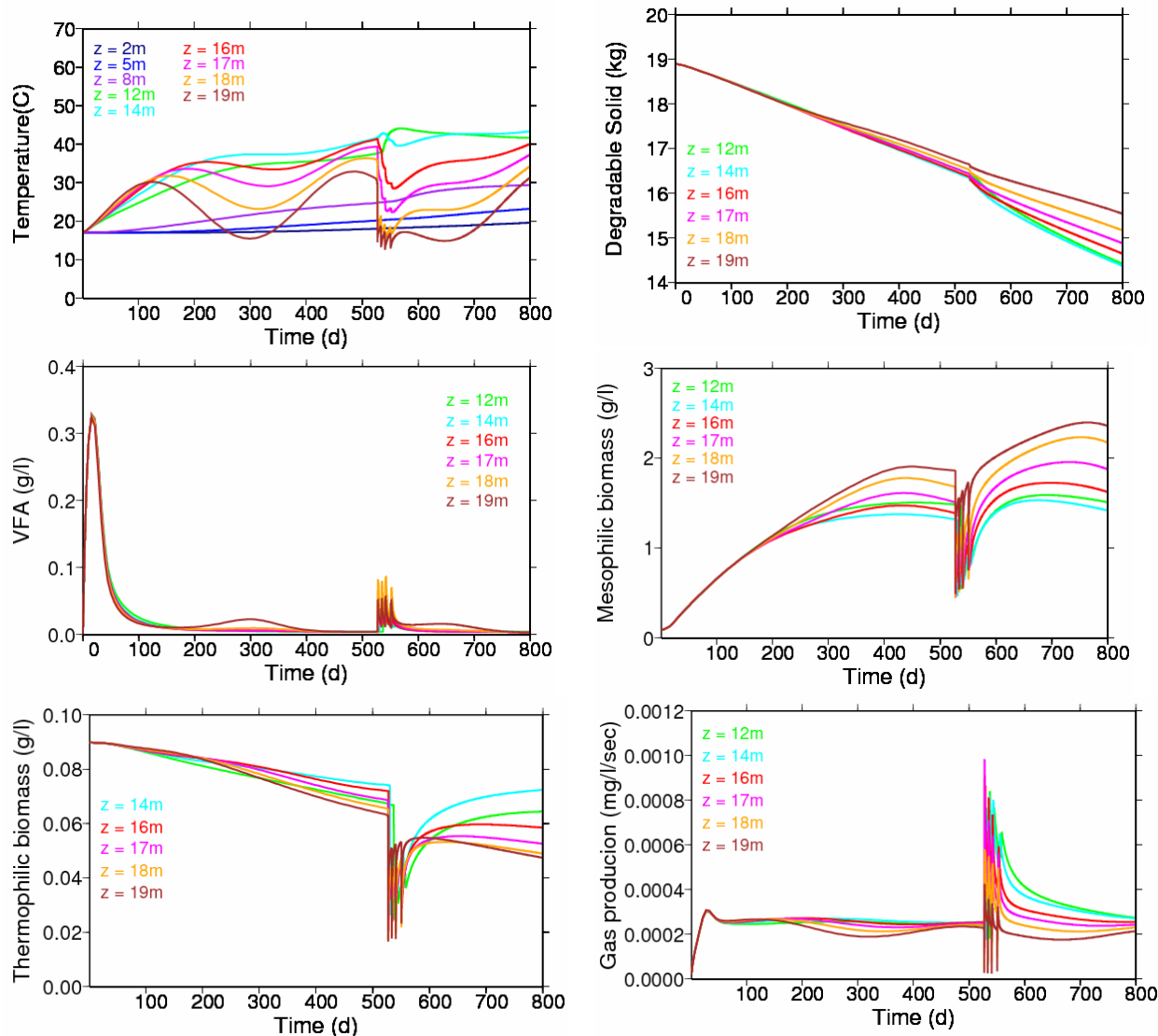


Figure (5-31) Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et déchets avec injection du lixiviat non-chargé

Les résultats montrent que l'injection d'un lixiviat avec les concentrations en biomasse et en AGV que nous avons considérées, n'influence pas les résultats thermiques et biologiques. Il change de façon négligeable les résultats de la première couche, c'est-à-dire le point d'injection, mais pour les autres couches aucun changement n'est observé. Ces résultats sont confirmés par les observations en laboratoire au chapitre 4.

## 5.4 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté les résultats hydrauliques et thermo-biologiques de simulation numérique de deux bioréacteurs instrumentés en France. Nous avons comparé ces résultats avec des données et observations des deux bioréacteurs, ainsi qu'avec les travaux et observations d'autres auteurs. Les résultats hydrauliques de simulation numérique d'une ISDND-bioactive montrent que notre 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 hydrauliques 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. Bien connaître ces paramètres hydrauliques est donc nécessaire pour optimiser la procédure de réinjection comme le volume injecté, la durée et le débit d'injection, le nombre des brins d'injections et aussi leur écartement. 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. Ces résultats montrent la capacité et l'avantage du modèle diphasique basé sur la loi de Darcy pour modéliser les variations de la pression des phases fluides pour les cas appliqués au bioréacteur. Cet avantage est bien montré en validant ce modèle diphasique avec les cas analytiques dans le chapitre 1.

Nous avons comparé ensuite les résultats thermiques de simulation numérique en utilisant les deux modèles: le modèle1 qui est le modèle hydro-thermique couplé avec le modèle de dégradation de type I et le modèle2 qui est couplé avec le modèle de dégradation de type II. Nous avons remarqué que le modèle1 n'est pas capable de simuler correctement le comportement thermique d'un bioréacteur et l'évolution de la température à différentes profondeurs pendant plusieurs années. Par contre, les résultats du modèle2 sont en tous points plus proches des observations de site. Nous avons présenté les résultats de comportement hydro-thermo-biologique de deux bioréacteurs à long terme et à court terme pendant les épisodes de réinjection de lixiviat basé sur le modèle2. Les résultats thermo-biologiques de simulation de deux ISDND-bioactives montrent que la condition stationnaire de température observée sur site est le résultat d'un ensemble de phénomènes couplés: échanges thermiques entre les déchets et l'extérieur et production de chaleur à partir de l'activité microbienne dont la croissance est une fonction de la température. Les paramètres les plus influents sur le comportement thermo-biologique des bioréacteurs sont la conductivité thermique, la capacité calorifique, les valeurs initiales de biomasse et d'AGV et aussi les paramètres qui contrôlent la croissance microbienne comme les taux de croissance et de mortalité. Les paramètres thermiques des matériaux de couverture pourraient être estimés en considérant la température du site après plusieurs années et la température moyenne extérieure. Les paramètres hydrauliques et thermiques sont caractéristiques de chaque bioréacteur; ils changent d'un site à l'autre et doivent être estimés pour chaque site d'ISDND séparément, voire pour chaque alvéole si la nature des déchets est variable. Les résultats de simulation numérique à court terme pendant la recirculation de lixiviat sur deux sites de bioréacteurs en France montrent que les changements de température à court terme dépendent essentiellement de la température et du débit de lixiviat réinjecté, de la capacité calorifique et de la conductivité thermique des déchets entourant le point d'injection, et aussi des variations de température extérieure qui sont observés dans les couches supérieures. La simulation à court terme nous montre les limites d'un modèle homogénéisé. Considérer les variations des paramètres des déchets nécessiterait cependant un très lourd effort de caractérisation. Beaucoup de paramètres peuvent varier: la conductivité hydraulique, la densité, la porosité, la capacité calorifique, la conductivité thermique, la biodégradabilité des déchets et aussi la phase de dégradation des déchets qui dépend de l'âge et de la saturation des déchets. Tous ces paramètres influencent le comportement hydro-thermo-biologique des déchets surtout là où il y a des irrégularités comme au voisinage des points d'injection. Malgré que notre modèle soit homogénéisé, il montre une bonne sensibilité aux variations de ces paramètres et est capable d'expliquer différents phénomènes observés *in situ*. La simulation de recirculation de lixiviat montre que la réinjection de lixiviat augmente la saturation des déchets et diminue la concentration d'AGV. Ces deux phénomènes augmentent le taux de dégradation des déchets solides et la production de biogaz. Les données de la température de site sur lesquelles nous avons basé la validation de notre modèle ne sont disponibles que jusqu'à une profondeur de -3m sous la couche d'argile de couverture. Disposer de données dans les couches plus profondes permettrait une meilleure compréhension du comportement d'un bioréacteur à long terme.

Les résultats de simulation numérique avec le lixiviat chargé et non-chargé montrent que l'injection d'un lixiviat avec les concentrations en biomasse et en AGV que nous avons considérées, n'influence pas les résultats thermiques et biologiques. Il change de façon négligeable les résultats de la première couche, c'est-à-dire le point d'injection, mais pour les autres couches aucun changement n'est observé.

# Conclusion générale et perspectives

Dans cette thèse 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.

Nos travaux montrent 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 (Yesiller et al, 2005). 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. Dans cette thèse, nous avons cherché, à partir du développement d'un outil numérique, d'expérimentations de laboratoire et de l'analyse de données *in situ* d'ISDND-bioactives, d'améliorer la compréhension des phénomènes de dégradation anaérobie et de méthanisation des déchets en fonction de ces paramètres et processus clés.

**D'un point de vue numérique**, nous avons développé un modèle de simulation numérique des phénomènes hydrauliques et de l'écoulement diphasique de liquide et de gaz dans les bioréacteurs, dans une première étape. La capacité et l'adéquation des méthodes numériques utilisées à résoudre les équations de conservation du modèle sont mises en évidence sur des cas analytiques, ainsi qu'en comparant les bulbes d'injection simulés avec des données de site.

Les résultats hydrauliques de simulation numérique d'une ISDND- bioactive 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. Bien connaître ces paramètres hydrauliques est donc nécessaire pour optimiser la procédure de réinjection comme le volume injecté, la durée et le débit d'injection, le nombre des brins d'injections et aussi leur écartement. 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.

Ces résultats montrent la capacité et l'avantage du modèle diphasique basé sur la loi de Darcy pour modéliser les variations de la pression des phases fluides pour les cas appliqués au bioréacteur.

Dans une deuxième étape, nous avons développé 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. Les résultats thermiques de simulation numérique en utilisant les deux modèles couplés avec le modèle hydro-thermique, modèle1 et modèle2, montrent que le modèle1 n'est pas capable de simuler correctement le

comportement thermique d'un bioréacteur et l'évolution de la température à différentes profondeurs pendant plusieurs années. Par contre, les résultats du modèle2 sont en tous points plus proches des observations de site.

Les résultats thermo-biologiques de simulation de deux ISDND-bioactives en utilisant le modèle2 montrent que la condition stationnaire de température observée sur site est le résultat d'un ensemble de phénomènes couplés: échanges thermiques entre les déchets et l'extérieur et production de chaleur à partir de l'activité microbienne dont la croissance est une fonction de la température. Nous avons présenté, au chapitre 3, le modèle de croissance microbienne méthanogène que nous avons utilisé pour les simulations numériques et les modèles de la littérature. Ces modèles ne considèrent que le coté positif des courbes de croissance. Nous croyons qu'il est raisonnable de prolonger la courbe jusqu'aux valeurs négatives, avec la même pente. Nos calculs et simulations de bioréacteur montrent qu'un régime stationnaire de la température ne peut pas être obtenu sans le coté négatif de la courbe de croissance. Cette courbe de croissance nette, différence entre la croissance et la mortalité de la biomasse mésophile, est obtenue mathématiquement comme la différence entre une courbe de croissance du modèle CMTI et une courbe de mortalité en forme de S. A notre connaissance, aucune courbe de mortalité n'est présentée dans la littérature à propos des populations méthanogènes. La forme en S de cette courbe à été proposée à partir d'une série de simulations numériques avec différentes fonctions de mortalité. Les meilleurs résultats en termes de température à l'état stationnaire sont obtenus avec une courbe de mortalité en forme de S. Une étude expérimentale nous semble nécessaire pour étudier le comportement des microorganismes en fonction de la température et définir le rôle du coté négatif de la courbe de croissance microbienne.

Nous avons mis en évidence que les paramètres les plus influents sur le comportement thermo-biologique des bioréacteurs sont la conductivité thermique, la capacité calorifique, les valeurs initiales de biomasse et d'AGV et aussi les paramètres qui contrôlent la croissance microbienne comme les taux de croissance et de mortalité. Les paramètres thermiques des matériaux de couverture pourraient être estimés en considérant la température du site après plusieurs années et la température moyenne extérieure. Les paramètres hydrauliques et thermiques sont caractéristiques de chaque bioréacteur; ils changent d'un site à l'autre et doivent être estimés pour chaque site d'ISDND séparément, voire pour chaque alvéole si la nature des déchets est variable. Les résultats de simulation numérique à court terme pendant la recirculation de lixiviat sur deux sites de bioréacteurs en France montrent que les changements de température à court terme dépendent essentiellement de la température et du débit de lixiviat réinjecté, de la capacité calorifique et de la conductivité thermique des déchets entourant le point d'injection, et aussi des variations de température extérieure qui sont observés dans les couches supérieures. La simulation à court terme nous montre les limites d'un modèle homogénéisé. Considérer l'hétérogénéité des déchets nécessite cependant un très lourd effort de caractérisation. De nombreux paramètres peuvent varier: la conductivité hydraulique, la densité, la porosité, la capacité calorifique, la conductivité thermique, la biodégradabilité des déchets et aussi la phase de dégradation des déchets qui dépend de l'âge et de la saturation des déchets. Tous ces paramètres influencent le comportement hydro-thermo-biologique des déchets surtout là où il y a des irrégularités comme au voisinage des points d'injection. Bien que notre modèle soit homogénéisé, il montre une bonne sensibilité aux variations de ces paramètres et est capable d'expliquer différents phénomènes observés *in situ*. Il pourrait être intéressant d'intégrer des variations de ces paramètres dans des travaux de recherche futurs avec le modèle.

La simulation de la recirculation de lixiviat montre que la réinjection de lixiviat augmente la saturation des déchets et diminue la concentration d'AGV. Ces deux phénomènes augmentent le taux de dégradation des déchets solides et la production de biogaz. Les données de température de site sur lesquelles nous avons basé la validation de notre modèle ne sont disponibles que jusqu'à une profondeur de -3m sous la couche d'argile de couverture. Disposer de données dans des couches plus profondes permettrait une meilleure compréhension du comportement d'un

bioréacteur à long terme. Les résultats de simulation numérique avec le lixiviat chargé et non-chargé montrent que l'injection d'un lixiviat avec les concentrations en biomasse et en AGV que nous avons considérées, n'influence pas les résultats thermiques et biologiques. Il change de façon négligeable les résultats de la première couche, c'est-à-dire le point d'injection, mais pour les autres couches aucun changement n'est observé. Il semblerait que l'influence de l'humidité sur la dégradation anaérobie et la production de biogaz soit plus importante que l'apport de nutriments par le lixiviat. Ces résultats sont aussi confirmés par nos résultats expérimentaux de laboratoire.

L'efficacité du modèle de type II à reproduire les phénomènes thermo-biologiques est confirmée par les données et les observations de site et de la littérature. Nous avons aussi montré qu'un modèle 1D permet de prendre en compte les conditions thermiques extérieures (la température de l'air, et du sous-sol du casier) du bioréacteur, en restant très rapide et efficace. Il nous semble nécessaire d'étudier l'effet de réinjection de lixiviat en grandes quantités, avec un modèle 1D, à long terme. Ce type de simulation nous permettrait d'étudier l'effet de la réinjection de lixiviat sur le comportement thermo-biologique des bioréacteurs à long terme. Cette analyse n'a pas été effectuée dans cette thèse car nous avons appliqué le modèle aux cas de bioréacteurs pilotes, où le volume et la fréquence de réinjection n'ont pas été suffisants pour nous permettre d'étudier leur effet sur le comportement du bioréacteur à long terme.

**D'un point de vue expérimental** nous avons trouvé une relation entre la teneur en eau des déchets, la densité (compactage) et la production de biogaz dans les déchets ménagers. On peut dire que plus les déchets sont saturés et moins ils sont denses, plus ils produisent de biogaz. Cette relation est aussi observée entre la croissance des populations microbiennes et la teneur en eau et la densité. La biomasse se développe plus dans un milieu plus humide et moins dense. La teneur en eau des déchets est le facteur clé de la dégradation et de la production de biogaz. Avec une teneur en eau volumique (volume d'eau/volume de déchet) inférieure à 40%, la production de biogaz ne démarre pas, indépendamment de la densité des déchets.

Nous avons mis en évidence que la densité des déchets est aussi un facteur très important de la dégradation, de la production de biogaz et de l'évolution des populations microbiennes. On peut remarquer une production de biogaz plus élevée dans les déchets moins denses, même avec de faibles teneurs en eau. Dans les teneurs en eau supérieure à 45%, on peut remarquer une relation croissante entre la teneur en eau et la production de biogaz (et la croissance microbienne) et une relation décroissante avec la densité (compactage). La température des déchets est un facteur très important dans la dégradation anaérobie et la production de biogaz. La température peut privilégier l'évolution de certaines populations microbiennes qui influencent la production de biogaz en général et de méthane en particulier. Les valeurs maximales de biogaz produit correspondent à une teneur en eau comprise entre 45 et 60% et une densité solide entre 400-550 kg/m<sup>3</sup>. Il n'a pas été possible techniquement d'atteindre des valeurs de teneur en eau supérieures à 60% dans les pilotes expérimentaux. La pression de biogaz forçait le lixiviat vers l'évent de biogaz situé en haut des pilotes et dans les poches de biogaz. Il est très important de saturer et inoculer les déchets d'une façon aussi homogène que possible. Les zones intactes qui sont observées dans les pilotes sont probablement des zones qui n'ont pas été bien humidifiées pendant la première saturation des déchets, ou qui n'ont pas été bien inoculées par la boue méthanogène, ou bien même une combinaison des deux phénomènes. On a pu remarquer des écoulements préférentiels pendant l'injection de lixiviat. Pour limiter ces écoulements qui nuisent à saturation homogène des déchets, le débit d'injection doit être réglé. Les zones intactes sont plutôt observées dans le haut des pilotes. Ce phénomène peut être dû à l'écoulement gravitaire de lixiviat dans les pilotes et à l'accumulation de lixiviat dans le bas. On remarque en effet que dans les plupart des pilotes les déchets situées dans le bas sont bien dégradés. Par contre les zones intactes dans le bas des pilotes avec une saturation maximum ou à capacité au champ pourraient être causées par l'accumulation d'AGV, ou par une pauvreté en biomasse (ex. les boues ne sont



pas bien mélangées avec ces déchets). Les déchets dans les pilotes 9 à 13 ne sont quasiment pas dégradés ce qui signifie l'arrêt de production de biogaz dans ces pilotes après quelques mois. Un système d'agitation des déchets pourrait être efficace expérimentalement pour éviter les zones intactes et sèches dans les pilotes anaérobies, sans ouvrir les pilotes pour éviter l'entrée d'oxygène. Cette agitation pourrait aider à distribuer l'humidité, ainsi que la biomasse et déclencher une production de biogaz dans les zones non dégradées. Ce système d'agitation est utile dans les cas hors sol, comme les expérimentations en laboratoire ou les digesteurs anaérobies.

Nos travaux montrent que l'effet de l'injection de lixiviat dans les déchets secs est beaucoup plus important que dans les déchets saturés ou avec une teneur en eau élevée. Dans les pilotes secs l'injection de lixiviat déclenche la dégradation des déchets et la production de biogaz, par contre dans les déchets déjà humides, cet effet n'est pas observé. C'est probablement parce que dans les déchets humides, la fraction rapidement biodégradable est déjà dégradée en présence d'humidité. Nous avons observé que l'injection d'eau a le même effet de déclenchement de la biodégradation des déchets et de la production de biogaz que le lixiviat. Cela semble montrer que dans nos conditions expérimentales l'effet de recirculation du lixiviat est plutôt d'apporter l'humidité nécessaire à l'activité de la biomasse et de diminuer la concentration en AGV, que d'apporter des nutriments. Cette observation semble confirmée par les résultats du modèle numérique. Il faut noter que cette hypothèse est valable en présence de suffisamment de biomasse et de nutriment dans les déchets. Dans le cas contraire, comme dans le pilote 11, l'injection de l'eau ne suffira pas. Les résultats du modèle numérique sont conformes aux résultats expérimentaux. Le modèle est capable de reproduire le comportement hydraulique, thermique et biologique des déchets et l'effet de l'injection de lixiviat sur la dégradation anaérobie et l'hydrolyse des déchets, sur l'évolution de la biomasse et des AGV, ainsi que sur la production de biogaz.

## Références bibliographiques

Ademe (1993). MODECOM™. Méthode de Caractérisation des Ordures Ménagères. Connaître pour agir Manuel de base, 64 pages + complément.

Ademe (1999). La composition des ordures ménagères en France (données et références). Ademe éditions, Paris, 60 pages.

Ademe, B. (2001). Guide pour le dimensionnement et la mise en oeuvre des couvertures de sites de stockage de déchets ménagers et assimilés. A. Editions. Paris: 157 pages + annexes.

Ademe (2000) Annuaire et cartographie des déchets. Collection Autres, CD-Rom.

Ademe (2002). Enquête sur les installations de traitement des déchets ménagers et assimilés en 2002, ITOM 2002, le bilan général. <http://www.ademe.fr/collectivites/Dechets-new/Motschiffres/ITOM2002.asp>, page consultée le 4 janvier 2005.

Aguilar, A., Casas C., Lema, J. M. (1995). "Degradation of Volatile Fatty-Acids by Differently Enriched Methanogenic Cultures - Kinetics and Inhibition." *Water Research* 29(2): 505-509.

Ahuja, L. R., and D. Swartzendruber (1972). An improved form of the soil-water diffusivity function. *Soil Science Society American Proceedings*.

Al-Yousfi, A., Pohland, FG. (1993). Modeling of leachate and gas generation during accelerated biodegradation at controlled landfills. 31st Annual Solid Waste Exposition of the Solid Waste Association of North America, San Jose, CA.

Amaya Lobo Garcia de Cortazar, I. T. M. (2005). "Moduelo 2: A new version of an integrated simulation model for municipal solid waste landfills " *Environmental modelling and Software* (22): 59-72.

Angelidaki, I., Ellegaard, L., Ahring, B.K., 1993. A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: focusing on ammonia inhibition. *Biotechnology and Bioengineering* 42, 159–166.

Angelidaki, I., Ellegaard, L., Ahring, B.K., 1999. A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering* 63, 363-372.

Aran, C., (2000) Modélisation des Ecoulements de Fluides et des Transferts de Chaleur au Sein des Déchets Ménagers. Application à la Réinjection de Lixiviats dans un Centre de Stockage, PhD Thesis, Toulouse, INPT.

Augenstein, D., Yazdani, R., Mansoubi, A. and Pacey, J. (1999). Yolo County controlled landfill demonstration. Sardinia, Seventh International Waste Management and Landfill Symposium, St. Margherita di Pula, Cagliari, Italy, 1, 235-242.

Augenstein D, Yazdani R, Imhoff P, Bentley H, Barlaz M and Benemann J. (2008). Variable Landfill Gas Recovery for "Peaking Energy", Global Waste Management Symposium, Colorado, Denver.

- Aziz, K. and Settari, A. (1979) Petroleum reservoir simulation. Applied Science Publishers, UK.
- Barlaz, M. A., Schaefer, D. M., Ham, R. K. (1989). Effects of Prechilling and Sequential Washing on Enumeration of Microorganisms from Refuse. *Applied and Environmental Microbiology* 55(1): 50-54.
- Barlaz, M. A., Schaefer, D. M. and Ham, R. K. (1989b) *Applied Environmental Microbiology* 55(1), 55-65.
- Barlaz, M. A., Ham, R. K., Schaefer, D. M. (1990). Methane Production from Municipal Refuse: a Review of Enhancement Techniques and Microbial Dynamics. *Critical Reviews in Environmental Control*. C. Press. 19: 557-584.
- Barlaz M. A., Robert K. Hamt and Daniel M. (1992) Schaefer, Microbial, Chemical and Methane Production Characteristics of Anaerobically Decomposed Refuse With and Without Leachate Recycling, *Waste Management and Research* 10, 257-267
- Barlaz, M. A. and Ham, R. K. (1993) *Geotechnical Practice for Waste Disposal*, Daniel, D. E., (ed.), U.S.A.
- Barina G., O. O., Budka A. (2005). Leachate Recirculation by Horizontal Trenches: A New French Experience. *Proceeding Sardinia*, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy.
- Battley EH, (1999). The thermodynamics of microbial growth. In: Kemp RB, editor. *Handbook of thermal analysis and calorimetry*. Amsterdam: Elsevier. Vol 4, pp. 219-266.
- Bear J., (1972). *Dynamics of Fluids in Porous Materials*. American Elsevier.
- Beaven, R.P. et Powrie, W. (1995) Hydrogeological and geotechnical properties of refuse using a large scale compression cell. *Proc. Sardinia 95*, 5th International Landfill Symposium, Cagliari, Vol. II, pp. 745-760.
- Beaven, R.P. (1996) Evaluation of geotechnical and hydrogeological properties of wastes. *Engineering Geology of Waste Disposal*, Geological Society Engineering Geology Special Publication No. 11, pp. 57-65.
- Beaven, R. P. (1999). *The Hydrogeological and Geotechnical Properties of Household Waste in Relation to Sustainable Landfilling*. London, University of London. PhD.
- Beaven, R., Barker, J. et Hudson, A. (2003) Description of a tracer test through waste and application of a double porosity model. *Proc. Sardinia 2003*, 9th International Landfill Symposium, Cagliari.
- Bellenfant, G. (2001) *Modélisation de la production de lixiviats en centre de stockage de déchets ménagers*. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Lorraine, Nancy, 180 p.
- Benard J., Eymard R. et al (2005) Boiling in Porous Media: Model and Simulations. *Transport in Porous Media*, Vol.60, pp.1-31.
- Bendz, D., Singh, V.P., Åkesson, M. (1997) The accumulation of water and the generation of leachate in a young landfill., *Journal of Hydrology*, Vol. 203, p. 1-10.

Bleiker D. E., McBean E. et al (1993) Refuse Sampling and Permeability Testing at the Brock West and Keele Valley Landfills. Proceedings of the Sixteenth International Madison Waste Conference, pp.548-567.

Bleiker, David E., McBean, Edward, and Farquhar, Grahame, (1993) Refuse Sampling and Permeability Testing at the Brock West and Keele Valley Landfills, Proceedings of the Sixteenth International Madison Waste Conference, September 22-23, pp. 548-567.

Brooks, R. H., and A. T. Corey (1964). Hydraulic properties of porous media. Colorado, Colorado State University. 3: 27.

Buckley, S.E. and Leverett, M.C. (1942) Mechanism of fluid displacement in sands, Petroleum Transactions AIME 146, pp. 107–116.

Cecchi, F., Pavan, P., Musacco, A., Mata-Alvarez, J., and Vallini, G. (1993). “Digesting the organic fraction of municipal solid waste: Moving from mesophilic (37°C) to thermophilic (55°C) conditions,” Waste Manage. Res., 11, 403–414.

Chen Ten-hong; Chynoweth, D. P. (1995). Hydraulic Conductivity of Compacted Municipal Solid Waste. Bioresource Technology 51: 205-212.

Christ, O., Wilderer, P.A., Angerhofer, R., Faulstich, M., 2000. Mathematical modeling of the hydrolysis of anaerobic processes. Water Science and Technology 41, 61–65.

Christine, M. A. (1996). Upscaling for reservoir simulation. Petroleum Technology 48: 1004-1010.

Chugh, S., Clarke, W., Pullammanappallil, P., Rudolph, V. (1998). Effect of recirculated leachate volume on MSW degradation. Waste Management and Research 16(6): 564.

Chynoweth, D. P., Owens, J.M., R. Legrand. (2001). Renewable methane from anaerobic digestion of biomass. Renew. Energ. 22(1-3): 1-8.

Clapp, R. B., and G. M. Hornberger (1978). Empirical equations for some soil hydraulic properties. Water Resources and Research 14: 601-604.

Coussy O., (1995). Mechanics of porous media. Wiley, technip edition.

Dake, L. P. (1978). Fundamentals of reservoir engineering. Amsterdam- Axford-Newyork, Elsevier scientific publishing company.

Dach J, Jager J. Prediction of gas and temperature with the disposal of pretreated residential waste. Proceeding of Fifth International Landfill Symposium. S. Margherita di Pula Cagliari, Sardinia, Italy, 2–6 October, vol. 1; 1995. p. 665–77.

Daverio E., Spanjers H., Bassani C., Ligthart Jos and Nieman H., 2003, Calorimetric investigation of anaerobic digestion, Biomass adaptation and temperature effect, Biotechnology and bioengineering, Vol. 82, No 5, pp. 499-505.

Dixon, N., Jones, D.R.V. et Whittle, R.W. (1999) Mechanical properties of household waste: *in situ* assessment using pressuremeters. Proc. Sardinia 99, 7th International Landfill Symposium, Cagliari, Vol. III, pp. 453-460.

Ehrig, H.J. (1991) Prediction of gas production from laboratory scale tests. Proceeding Sardinia 91, 3rd International Landfill Symposium 1, Cagliari, Italy, 87-114.

El Fadel, M. (1991). Numerical modeling of generation and transport in sanitary landfills PhD dissertation, Stanford University, Stanford, CA, USA.

El Fadel M., Findikakis A. N. et al (1996) Numerical Modeling of Generation and Transport of Gas and Heat in Landfills I. Model Formulation. Waste Management and Research, Vol.14, pp.483-504.

El-Fadel, M., Findikakis, A.N., Leckie, J.O., (1996a). Numerical modelling of generation and transport of gas and heat in landfills; II. Model application. Waste Management and Research 14, 537–551.

El-Fadel, M., Findikakis, A.N., Leckie, J.O., (1997). Modelling leachate generation and transport in solid waste landfills. Environmental Technology 18, 669–686.

Eliassen, R. (1942). Decomposition of Landfills. American Journal of Public Health, 32, 1029-1037.

El-Mashad Hamed M., W. K. P. v. L., Grietje Zeeman, Gerard P.A. Bot, Gatzke Lettinga (2006). Effect of Inoculum Addition Modes and Leachate Recirculation on Anaerobic Digestion of Solid Cattle Manure in an Accumulation System. Biosystems Engineering 95(2): 245-254.

Endelman, F. J., Box, G. E. P., Boyle, J. R., Hughes, R. R., Keeney, D. R., Northrup, M. L., Saffigna, P. G. (1974). The mathematical modeling of soil water-nitrogen phenomena. Oak Ridge, Tennessee, Oak Ridge National Laboratory.

EPA (2003). Landfills as Bioreactors: Research at the Outer Loop Landfill, Louisville, Kentucky. Cincinnati, Ohio, US Environmental Protection Agency.

Erickson, L.E., Fung, D.Y.-C., (1988). Handbook on Anaerobic Fermentations. Marcel Dekker Inc., New York, pp. 334–344.

Ertan Durmusoglu, I. M. S., M. Yavuz Corapcioglu (2006). Permeability and Compression Characteristics of Municipal Solid Waste Samples, environmental Geology 50: 773-786.

Ertan Durmusoglu, M. Y. C., Kagan Tuncay (2005). Landfill Settlement with Decomposition and Gas Generation. Environmental Engineering, ASCE 131(9): 1311-13321.

Eymard, R., Gallouët, T. and Herbin, R. (2000) The finite volume method. Handbook of numerical analysis Vol.7, 715-1022.

Farquhar G.J., Rovers F.A., (1973). Gas Production During Refuse Decomposition. Water, Air and Soil Pollution 2, pp 483-495.

Feuillade, G., François, V., Matejka, G. (2005). Indicating the Physicochemical Parameters of the State of Degradation of Municipal Solid Waste. International Workshop, Hydro-Physico-Mechanics of Landfills. Grenoble, Grenoble 1 University.

Filipkowska, U., Agopsowicz, M. H. (2004). Solids Waste Gas Recovery Under Different Water Conditions. Polish Journal of Environmental Studies 13(6): 663-669.

Findikakis A.N., Papelis C. et al (1985) Modelling gas production in managed sanitary landfills. *Journal of Waste Management and Researches*, Vol.6, pp 115-123.

Findikakis A. N. et Leckie J. O. (1979) Numerical Simulation of Gas Flow in Sanitary Landfills. *Journal of Environmental Engineering, ASCE*, Vol.105, pp.927-945.

Gidarakos E. and Ge, i. M. (2005). *In Situ* Landfill Gas Measurements and Estimation of CH<sub>4</sub> Uncontrolled Emissions From the Solid Waste Disposal Site at Pera. Galinous. Sardinia, Tenth International Waste Management and Landfill Symposium, Cagliari, Italy.

Gil Diaz J. L., Szanto Narea M. et al (1995) Estimating material losses in sanitary landfills through biological degradation. *Proceeding Sardinia, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy*.

Grellier, S., Duquennoi, C., Guerin, R., Munoz, M.L. and Ramon, M.C. (2003) Leachate recirculation study of two techniques by geophysical surveys. *Proceedings of Sardinia, Ninth International Waste Management and Landfill Symposium, CISA, Environmental Sanitary Engineering Centre, Italy*, 217-218.

Grellier, S., Bellier G. H. R., Skhiri, N., (2006). Influence of temperature on the electrical conductivity of leachate from municipal solid waste. *Hazardous Materials*.

Grisolia, M.Q. N., Tancredi, G. (1995). The Use of Triaxial Tests for the Mechanical Characterization of MSW. *Proceeding Sardinia, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy 2*: 761-768.

Guger, W. and Zehnder, A. J. B. (1983) Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science Technology* 15, 127-167, *Biotechnology and Bioengineering Symposium, New York, USA* 11, 301-313.

Halvadakis C. P. (1983) Methanogenesis in solid-waste landfill bioreactors. PhD Dissertation, Department of civil engineering, Stanford University, Stanford, CA, U.S.A.

Haarstrick, A., Hempel, D.C., Ostermann, L., Ahrens, H., Dinkler, D., (2001). Modelling of the biodegradation of organic matter in municipal landfills. *Waste Management and Research* 19, 320–331.

Haarstrick, A., Hempel, D.C., Münnich, K., Fricke, K., Ziehmann, G., (2004). Deponiemonitoring – Abfallprofile, Simulation des Emissionsverhaltens, (Landfill monitoring – Waste profiles, Simulation of emission behaviour), Teil 3, *Müll und Abfall* 7, 325–332.

Haarstad, K. (1997) Methane in landfills: production, oxydation and emissions. *Proceeding Sardinia 97, 6th International Landfill Symposium 4, Cagliari, Italy*, 33-44.

Hagoort, J., (1974) Displacement Stability of Water Drives in Water Wet Connate Water Bearing Reservoirs, *Soc. Pet. Eng. J.*, 63-74. *Trans.AIME*.

Hartz, K. E., Klink, R. E., and Ham, R. K. (1982). “Temperature effects: methane generation from landfill samples.” *J. Environ. Eng. Div. (Am. Soc. Civ. Eng.)*, 108 (4), 629–638.

Haruyuki Fujimaki, M. I. (2003). Reevaluation of the Multistep Outflow Method for Determining Unsaturated Hydraulic Conductivity, *Vadose Zone* 2: 409-415.

Heijnen JJ, Van Dijken JP., 1992, In Search of a Thermodynamic Description of Biomass Yields for the Chemotropic Growth of Microorganisms. *Biotechnical Bioengineering*, Vol. 39, pp. 833-858.

Henze, M., Harremoes, P., Jansen, J. la C., Arvin, E., (1995). *Waste water Treatment – Biological and Chemical Processes*. Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg.

Hsin-Yu Shan, J.-T. Y. (1999). Measurement of air permeability of geosynthetic clay liners, National Chiao Tung University.

Hudson A., Beaven R. P. et al (2001) Interaction of Water and Gas in Saturated Household Waste in a Large Scale Compression Cell. *Proceedings Sardinia, Italy*.

Jessberger, H. L. e. K., R. (1991). Mechanical properties of waste materials. *Proceeding 15 Ciclo di Conference di Geotecnica di Torino*: 14.

Jessberger, H. L., Kockel, R. (1993). Determination and Assessment of the Mechanical Properties of Waste Materials. *Proceeding Sardinia, 4th International Landfill Symposium 2*: 1383-1392.

Jessberger, H.L. (1994) Geotechnical aspect of landfill design and construction. Part 1, 2 and 3. *Proc. Institution of Civil Engineering and Geotechnical Engineering*, Vol. 107, pp. 99-122.

Jessberger, H.L., Syllwasschy, O. et Kockel, R. (1995) Investigations of waste body-behaviour and waste-structure-interaction. *Proc. Sardinia 95, 5th International Landfill Symposium, Cagliari, Vol. II*, pp. 731-743.

Jokela, J. P. Y., R. H. Kettunen, S. K. Marttinen et J. Rintala (1999). Influence of Waste Moisture on Methane Production and Leachate Characteristics. *Sardinia 1999, Seventh International Waste Management and Landfill Symposium, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy, CISA*.

Kalyuzhnyi, S.V., Fedorovich, V.V., (1998). Mathematical modelling of competition between sulphate reduction and methanogenesis in anaerobic reactors. *Bioresource Technology* 65, 227–242.

Kelly, R. J. (2002). *Solid Waste Biodegradation Enhancements and the Evaluation of Analytical Methods Used to Predict Waste Stability*. Blacksburg, Virginia, Virginia Polytechnic Institute and State University. Master of Science.

Kiely, G., Tayfur, G., Dolan, C., Tanji, K., (1997). Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes. *Water Resources* 31, 534–540.

Kim, I.S., Kim, D.H., Hyun, S.-H., (2000). Effect of particle size and sodium ion concentration on anaerobic thermophilic food waste digestion. *Water Science and Technology* 41, 67–73.

King, L. G. (1965). Description of soil characteristics for partially saturated flow. *Soil Science Society American Proeeting*.

Klink, R.E. and Ham, R.K., (1982) Effect of Moisture Movement on Methane Production in Solid Waste Landfill Samples, *Resources and Conservation*, 29(8).

Krischer O., (1963) *Die Wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungs Techniq*, Springer Verlag, Berlin.

- Koerner, G. R. and Koerner R.M., (2006). Long-term Temperature Monitoring of Geomembranes at Dry and Wet Landfills, *Geotextiles and Geomembranes*, 24, 72–77.
- Komilis, D. P., Ham R. K., Stegmann, R. (1999). The effect of landfill design and operation practices on waste degradation behavior: a review. *Waste Management and research* 17: 20.
- Korkealaakso, T. K. a. J. (2006). "Multiphase Modeling and Inversion Methods for Controlling a Landfill Bioreactor. Proceedings, Tough Symposium, Lawrence Berkeley National Laboratory, Berkeley, California: 15-17.
- Korfiatis G.P. (1984) Moisture Transport in a Solid Waste Column. *Journal of Environmental Engineering Division, ASCE*, Vol.110, No. 4, pp.780-796.
- Kumar A, Reinhart D, and Townsend T, (2008), Temperature Inside The Landfill :Effects of Liquid Injection, *Global Waste Management Symposium*, Colorado, Denver.
- Kylefors, K., Andreas, L., Lagerkvist, A. (2003). A Comparison of Small-Scale, Pilot-Scale Tests for Predicting Leaching Behaviour of Landfilled Wastes. *Waste Management* 22: 45.
- Laliberte, G. E. (1969). Mathematical Function for Describing Capillary Pressure-Desaturation Data. *Bull. Int. Ass. Sci. Hydrol.* 14: 131-149.
- Landva, A.O., Valsangkar, A.J. et Pelkey, S.G. (2000) Lateral earth pressure at rest and compressibility of municipal solid waste. *Canadian Geotechnical Journal*, Vol. 37, pp. 1157-1165.
- Landva, A.O. et Clark, J.I. (1990) Geotechnics of waste fill. *Geotechnics of waste fill - theory and practice*, ASTM, Special Technical Publication 1070, pp. 86-103.
- Lanini S. (1998) Analyse et Modélisation des Transferts de Masse et de Chaleur au Sein des Décharges d'Ordures Ménagères. Institut National Polytechnique des Toulouse, PhD Thesis, Toulouse, 148 p.
- Leonhard, K., Wilderer, P.A., (1992). In: Wilderer, P.A., Eisner, P., (Eds.), *Behandlung von Deponiesickerwässern, Die Deponie des 21. Jahrhunderts (Treatment of landfill leachates, the landfill of the 21st century)*, 113, TU München, Germany.
- Liu J. S., Marison I. W. and von Stockar U., 2001, Microbial growth by a net heat up-take : A calorimetric and thermodynamic study on acetotrophic methanogenesis by *methanosarcina barkeri*, *Biotechnology and bioengineering*, Vol. 75, No 2, pp. 170-180.
- Luckner, L., M. Th. van Genuchten, and D. R. Nielsen (1989). A consistent set of parametric models for the two-phase flow of immiscible fluids in the subsurface. *Water Resources & Research* 25: 2187-2193.
- Mainguy M. (1999). Modèle de diffusion non-linéaires en milieu poreux. Application à la dissolution et au séchage des matériaux cimentaires. PhD thesis, Ecole National des Ponts et Chaussées.
- Manna L. , Z. M. C., Genon G. (1999). Modelling biogas production at landfill site. *Resources, Conservation and recycling* 1-14.
- Marsily G., (1986). *Quantitative Hydrogeology. Groundwater Hydrology for Engineers.* Academic Press.



- Massé, D.I., Droste, R.L., (2000). Comprehensive model of anaerobic digestion of swine manure slurry in a sequencing batch reactor. *Water Resources* 34, 3087–3106.
- McCarty, P. (1964). *Anaerobic Waste Treatment Fundamentals*: 9-12.
- MC Creanor P.T., Reihnart D.R. (1996), Hydrodynamic modeling of leachate recirculating landfills, *Water Science and Technology*, Vol 34, No. 7-8, pp 463-470
- MC Creanor P.T., Reihnart D.R. (2000) Mathematical modelling of leachate routing in a leachate recirculating landfill. *Water Research*, Vol. 34, No 4, pp.1285-1295.
- Mehta, R., Barlaz, M. A., Yazdani, R., Augenstein, D., Bryars, M., & Sinderson, L. (2002). Refuse Decomposition in the Presence and Absence of Leachate Recirculation. *Journal of Environmental Engineering*, 128(3), 228-236.
- Meima, J-A., Mora, N. and Haarstrick, A. (2007) Sensivity analysis and literature review of parameters controlling local biodegradation processes in municipal solid waste landfills. *Waste management*, 28 (5), 904-918.
- Miller A., *Waste sites as biological reactors: characterization and modeling* - Percival Miller A., Nicholas L. Clesceri (Eds.), Lewis Publishers, Boca Raton, FL, 2003, 398 pp.
- Monod, J., 1942. *Researches sur la Croissance des Cultures Bacterinnes*. Paris, France : Merman et Sic.
- Monod, J., 1949. The growth of bacterial cultures. *Annual Review of Microbiology* III, 371-394.
- Monod, J., 1950. La technique de culture continue. Theorie et applications. *Annal de l'Institut Pasteur* 79, 390-410.
- Mora Naranjo, N., Meima, J.A., Haarstrick, A., Hempel, D.C., (2002). Experimentelle Untersuchung und Modellierung der Kinetik anaerober Prozesse in Siedlungsabfällen. *gwf Wasser-Abwasser* 143, 130–137.
- Mora Naranjo, N., Alamar Provecho, C., Meima, J.A., Haarstrick, A., Hempel, D.C., (2003). Experimental investigation and modelling of the effect of sulfate on anaerobic biodegradation processes in municipal solid waste. *Water Science and Technology* 48, 221–227.
- Moreau S., J.M. Bouyé et al (2003) Electrical resistivity survey to investigate the influence of leachate recirculation in a MSW landfill. *Proceedings of Sardinia, 9th International Waste Management and Landfill Symposium*, Environmental Sanitary Engineering Centre, Italy.
- Mualem, Y. (1976). A new model for predicting the hydraulic conductivity of unsaturated porous media. *Water Resources and Recherche* 12: 513-522.
- Murphy, R. J., Jones, D. E., Stessel, R. I. (1994). Relationship of Microbial Mass and Activity in Biodegradation of Solid Waste. *Waste Management and research* 13: 485-497.
- Noble, J.J. and Arnold, A.E., (1991) Experimental and Mathematical Modeling of Moisture Transport in Landfills, *Chemical Eng. Comm.*, 100:95-111.
- Novella, PH., Ekama, GA. and Blight, GE. (1997) Effects of liquid replacement strategies on waste stabilization at pilot-scale. *Proceeding 6th Landfill Symposium* 1, Calgari, Italy, 387-396.

Olivier F., (2003), Settelement of municipal solid waste in landfill: Site monitoring to modelling, PhD thesis, Lirigm laboratory, Université Joseph Fourier - Grenoble I, Grenoble, France.

Olivier, F., Gourc, J.P. (2007). Hydro-mechanical behavior of Municipal Solid Waste subject to leachate recirculation in a large-scale compression reactor cell, *Waste Management* 27, 44-58

Ozkaya B. A. D. And Bilgili S. M. (2006). Neural network prediction model for the methane fraction in biogas from field-scale landfill bioreactors. Istanbul, Turkey.

Oweis, I.S. et Khera R.P. (1990) *Geotechnology of waste management*. Butterworths, Oxford, 273 p. Oweis, I.S. et Khera, R. (1986) Criteria for geotechnical construction on sanitary landfills. *Proc. International Symposium on Environmental Geotechnology*, Vol. 1, 16 p.

Pacey J., Augenstein D., Morck R., Reinhart D. and Yazdani R. (1999). The bioreactive landfilling. *MSW management*, 52-60.

Pacey J. (1997). Insights to enhanced landfill gas generation. In: T.H. Christensen, R. Cossu and R. Stegmann (Eds). *Proceedings Sardinia 1997, Sixth International Landfill Symposium, 1997, Cagliari, Italy*, 1, 359-368.

Pavlostathis, S. G. Miller, T. L. and Wollin, W. J. (1988) Kinetics of insoluble cellulose fermentation by continuous cultures of *Ruminococcuse albus*. *Applied Environmental Microbiology* 54, 2660-2663.

Parkin G. , O. F. (1986). Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater Sludges. *Environmental Engineering* 112(5): 867-920.

Pevere, A., (2006), Apport des Mesures Rheologiques à l'Etude des Biomasses Epuratoires Granulaires Anaerobies, Thèse de l'Université de Limoges.

Pfeffer, J. T. (1974) Temperature Effects on anaerobic fermentation of domestic refuse. *Biotechnology and Bioengineering* 16, 771-787.

Pohland, F. G. (1975) Sanitary landfill stabilization with leachate recycle and residual treatments. Georgia Institute of Technology, EPA Grant No. R801397.

Powrie W., Beaven, R.P. et Harkness, R.M. (1999) Applicability of soil mechanics principles to household waste. *Proc. Sardinia 99, 7th International Landfill Symposium, Cagliari, Vol. III*, pp. 429-436.

Powrie, W., Hudson, A.P. et Beaven, R. P. (2000) Development of sustainable landfill practices and engineering landfill technology. Final report to the Engineering and Physical Sciences Research Council (GR/L 16149), 27 pp.

Pradeep Jain, J. P., Timothy G. ,Townsend, P.E. and Debra R. Reinhart (2006). Estimating the Hydraulic Conductivity of Landfilled Municipal Solid Waste Using the Borehole Permeameter Test. *ASCE, environmental engineering* 132(6): 645-652

Press, W. H., Flannery, B. P., Teukolsky, S. A., Vetterling, W. T. (1986). *Numerical Recipes*. New York, Cambridge University Press.

Rees, J. F. (1980a). "Optimisation of methane production and refuse decomposition in landfills by temperature control," J. Chem. Technol. Biotechnol., Society of Chemical Industry, 30(8), 458-465.

Rees, J. F. (1980b). "The fate of carbon compounds in the landfill disposal of organic matter," J. Chem. Tech. Biotechnol., Society of Chemical Industry, 30(4), 161-175.

Reinhart, D. and Townsend, T. (1997) Landfill bioreactor design and operation. Lewis Publishers, New York, NY.

Ress B. B. P. P. C., Pettigrew, C. A. and Morton A. Barlaz (1998). Testing Anaerobic Biodegradability of Polymers in a Laboratory-Scale Simulated Landfill. Environmental Science and Technology 32: 821-827.

Richard T. L. and Walker L. P. (1998) Temperature kinetics of aerobic solid-state biodegradation, Proceeding of institute of biological engineering, Vol. 1, p. 22-39.

Rocheleau, S., Greer, C. W., Lawrence, J. R., Cantin, C., Laramé, L. and Guiot, S. R. (1999). Differentiation of *Methanosaeta concilii* and *Methanosarcina barkeri* in Anaerobic mesophilic Granular Sludge by Fluorescent *In Situ* Hybridization and Confocal Scanning Laser Microscopy, Applied and Environmental Microbiology, pp. 2222–2229 Vol. 65, No.5.

Rowe, R. K. (1998). Geo-synthetics and the minimization of containment migration through barrier systems beneath solid waste. Proceedings 6th international conference on Geosynthetics, Atlanta.

Schink, B. (1997). Energetics of Syntrophic Cooperation in Methanogenic Degradation. Microbiology and Molecular Biology reviews 61(2): 262-280.

Shu, J. (2005). Comparison of various techniques for computing well index, Stanford. Master of science.

Siegrist, H., Vogt, D., Garcia-Heras, J.L., Gujer, W., 2002. Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion. Environmental Science and Technology 36, 1113–1123.

Smith, K. S. and Ingram-Smith, C. (2007). *Methanosaeta*, the forgotten methanogen? Department of Genetics and Biochemistry, Clemson University, Clemson, SC 29634-0318, USA TRENDS in Microbiology Vol.15 No.4 2007

Stinson, J.A., Ham, R.K., (1995). Effect of lignin on the anaerobic decomposition of cellulose as determined through the use of a biochemical methane potential method. Environmental Science and Technology 29, 2305–2310.

Su, C., and R. H. Brooks (1975). Soil Hydraulic properties from infiltration tests. Watershed Management, Irrigation and Drainage Div., ASCE Logan, Utah.

Suflita, J.M., Gerba, C.P., Ham, R.K., Palmisano, A.C., Rathje, W.L., Robinson, J.A., (1992). The world's largest landfill. Environmental Science and Technology 26, 1486–1495.

Terashima, Y., Lin, S., (2000). On the modelling of microbiological hydrolysis of organic solids. Water Science and Technology 42, 11–19.

Thomas, S. (2000) Centres de Stockage de Déchets - Géomécanique des déchets et de leur couverture (Expérimentations sur sites et modélisation). Thèse de doctorat, Laboratoire Lirigm, Université de Grenoble, 327 p.

Tolaymat T., F. K., David Carson Wendy Davis-Hoover (2004). Monitoring Approaches for Landfill Bioreactors. Cincinnati, Ohio National Risk Management Research Laboratory Office of Research and Development U.S. Environmental Protection Agency.

Tong, X. and McCarty, P. L. (1991) Microbial hydrolysis of lignocellulosic materials. In Methane from Community Wastes (R. Issacson, ed.). New York, USA.: Elsevier Applied Science.

Tong, X. Smith, L. H. and McCarty, P. L. (1990) Methane Fermentation of Selected Lignocellulosic materials. *Biomass* 21, 239-255.

Townsend, T., Miller, W. L., Lee, H., & Earle, J. F. K. (1996). Acceleration of Landfill Stabilization Using Leachate Recycle. *Journal of Environmental Engineering*, 122(4), 263-268.

Tsao, G. T. (1984) Bacterial hydrolysis: a review. In *Anaerobic Digestion and Carbohydrate Hydrolysis of Waste* (G. L. Ferrero, M. P. Ferrani and H. Naveau, eds). New York, USA.: Elsevier Applied Science Publishers.

Van Genuchten, M. T., (1980) A closed-form equation for predicting the hydraulic conductivity of unsaturated soils. *Soil Science Society American Journal* 44, 892-898.

Van Genuchten, M. T., and D. R. Nielsen (1985). On describing and predicting the hydraulic properties of unsaturated soils. *Annual Geophysics* 3: 615-628.

Van Genuchten, M. T., Leij F. J. and Yates S. R. (1991). The RETC Code for Quantifying the Hydraulic Functions of Unsaturated Soils. Oklahoma: 85.

Van Impe, W. (1998). Environmental geotechnics. 11th Danube-european conference on soil mechanics and geotechnical engineering, Balkema, Rotterdam: 127-156.

Vavilin, V.A., Rytov, S.V., Lokshina, L.Ya., (1997). Two-phase model of hydrolysis kinetics and its application to anaerobic degradation of particulate organic matter. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 45-57.

Vavilin, V. A., Rytov, S. V., Lokshina, L.Ya. and Rintala, J. (1999) Description of a balance between the rates of hydrolysis and acetoclastic methanogenesis during anaerobic digestion of municipal solid waste. In J. Mata-Alvarez, A. Tilche, F. Cecci (ed.), *Proceeding of the 2nd International Symposium for anaerobic Digestion of Solid Waste 2*, Barcelona, Spain, 1-4.

Vavilin, V-A., Lokshina, L-Ya. and Rytov S-V. (2000) The (methane) simulation model as the first generic user-friendly model of anaerobic digestion. *Vestn Mosk Univ Khim Suppl* 41, 22-26.

Vavilin, V-A., Rytov, S-V. and Lokshina, L-Ya. (2002) Distributed model of solid waste anaerobic digestion. *Wiley periodical Inc.*, pp. 66-73.

Vasily A. Vavilin, S. V. R., Ljudmila Ya. Lokshina, Spyros G. Pavlostathis, Morton A. Barlaz (2003). "Distributed Model of Solid Waste Anaerobic Digestion Effects of Leachate Recirculation and pH Adjustment. *Biotechnology and Bioengineering*, 81(1): 66-73.

Veeken, Adrie and Hamelers Bert, (1999). Effects of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components, *Bioresources Technology* 69, pp. 249-254.

Vignerot, V., (2005). Voies de réduction des oxydes d'azote lors de leur injection dans un massif de déchets ménagers et assimilés, Thèse de l'Université Paris-XII - Val-de-Marne.

Vincent, F. (1991) Contribution à l'étude du fonctionnement d'une décharge – Modélisation du comportement hydrodynamique et biologique d'un déchet-type. Thèse de doctorat, Ecole des Mines de Paris, 210 p.

Viviani, G. M. T., Nicosia, S. D., Putrone, S. A. and Tagliati C. V. (2005). Modeling the Changes in time of MSW Properties in a Landfill. Tenth International Waste Management and Landfill Symposium, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy.

Wan J. , P. R., Arbabi S. , and Aziz K. (1998). Effects of Grid Systems on Predicting Horizontal Well Productivity, SPE, Stanford University.

Wang, Q. (2004). Aspects of pretreated hospital waste biodegradation Duisburg-Essen. PhD: 128.

Warith, M. (2002). Bioreactor landfills: experimental and field results. *Waste Management* 22: 7.

Weil, J.-H. (1989). *Biochimie générale*. Masson, Paris, 508 pages.

Welge, H. J. (1952) A simplified method for computing oil recovery by gas or water drive, *Trans. A.I.A.%E.*, vol. 195, pp. 91-98.

Willhite G. P. (1986) *Water Flooding*, Society of petroleum engineering, Kansas, 326p.

Yessiler, N., Hanson, J. L. and Liu, W. L. (2005) Heat Generation in Municipal Solid Waste Landfills. *Journal of Geotechnical and Engineering*, ASCE, 131 (11), 1330-1344.

Yoshida, H., Tanaka, N., & Hozumi, H. (1997). Theoretical Study on Heat Transport Phenomena in a Sanitary Landfill. *Proceedings Sardinia*, 6th International landfill Symposium. Caligary, Italy

Yoshida, H., Tanaka, N., & Hozumi, H. (1999). Theoretical Study on Temperature distribution in Landfills by Three-Dimensional Heat Transport Model. *Proceedings Sardinia*, 7th International landfill Symposium. Caligary, Italy

Yoshida, H. and Rowe, R. K., (2003). Consideration of Landfill Liner Temperature, *Proceedings Sardinia 2003*, Ninth International Waste Management and Landfill Symposium S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy.

Yuen, S.T.S., Styles, J.R., et McMahon, T.A. (1995) An active landfill management by leachate recirculation – A review and an outline of a full-scale project. *Proc. Sardinia 95*, 5th International Landfill Symposium, Cagliari, Vol. I, pp. 403-418.

Yuen, S.T.S. (1999) *Bioreactor landfills promoted by leachate recirculation: a full-scale study*. PhD thesis, Department of Civil and Environmental Engineering, University of Melbourne.

Zehnder A. J. B. (1978) Ecology of methane formation. In *Water Pollution Microbiology* (Edited by Mitchell R.), Vol. 2, pp. 349-376. Wiley, New York.

Zornberg, J.G., Jernigan, B.L., Sanglerat, T.H. et Cooley, B.H. (1999) Retention of free liquid in landfill undergoing vertical expansion. *Journal of Geotechnical and GeoEnvironmental Engineering*, Vol. 125, n° 7, pp. 583-594.



# Liste des figures et des tableaux

## Liste des figures

Figure (1-1) Etapes de digestion des polymères biologiques et de la production de méthane (Zehnder, 1978) .....	20
Figure (1-2) Composition du biogaz au cours des différentes phases de dégradation (d'après Farquhar et Rovers, 1973).....	21
Figure (2-1) Description des états sec, solide et humide du déchet (d'après Olivier, 2003) .....	24
Figure (2-2) Détermination des trois paramètres de caractérisation de la porosité du déchet (d'après Olivier, 2003).....	27
Figure (2-3) b) Variations de la porosité efficace avec la contrainte (Beaven et al., 1995) .....	28
Figure (2-4) Colonne expérimentale pour mesurer la porosité efficace des déchets.....	28
Figure (2-5) Variations de la porosité efficace avec la contrainte verticale, Hudson et al. (2001).....	28
Figure (2-6) Variations de densité aux états humide, solide et sec avec la contrainte verticale (Olivier et al., 2007).....	30
Figure (2-7) Variations de densité des déchets humides avec la contrainte verticale.....	30
Figure (2-8) Variations de la conductivité hydraulique verticale avec la contrainte verticale.....	34
Figure (2-9) Conductivité thermique des déchets en fonction de l'humidité, Aran (2000) .....	35
Figure (2-10) Définition du volume élémentaire représentatif sur lequel est moyennée la propriété P de milieu poreux .....	37
Figure (2-11) Schéma d'une colonne linéaire unidimensionnelle .....	44
Figure (2-12) a) Ecoulement diphasique, b) Dérivé de la fonction $f_w$ , c) Compensation des secteurs pour déterminer l'avant d'un choc, d) Distribution de saturation en avant d'un choc .....	47
Figure (2-13) Schéma graphique de la méthode de Welge (1952).....	48
Figure (2-14) a) Enveloppe concave de l'écoulement diphasique et b) Profil de la solution analytique .....	49
Figure (2-15) Schéma de colonne horizontale .....	50
Figure (2-16) Résultats de simulation numérique et solution analytique.....	50
Figure (2-17) Schéma de colon vertical avec gravité.....	51
Figure (2-18) a) Enveloppe concave de l'écoulement diphasique et b) Profil de la solution analytique.....	51
Figure (2-19) Résultats de la simulation numérique et de la solution analytique pour une colonne verticale avec gravité .....	52
Figure (3-1) Un modèle de dégradation et de production de biogaz de type I .....	61
Figure (3-2) Un modèle de dégradation et de production de biogaz de type II (forme générale).....	61
Figure (3-3) Fonction empirique d'humidité (Gil Diaz, 1995).....	63
Figure (3-4) Fonction empirique d'humidité (Aran, 2000).....	63
Figure (3-5) Fonction de saturation.....	64
Figure (3-6) Modèle d'El-Fadel (1996) basé sur le modèle de Monod pour la croissance microbienne.....	66
Figure (3-7) Courbe de croissance microbienne pour des populations méthanogènes (Rosso et al. 1993 ; Aran, 2000) .....	70
Figure (3-8) Modèle de dégradation et production de biogaz type II développé dans la thèse.....	72
Figure (3-9) Courbes de croissance, mortalité et croissance nette de biomasse méthanogène mésophile.....	74
Figure (4-1) Une des 13 cellules expérimentales (à gauche) et les dimensions des cellules (à droite) .....	82
Figure (4-2) Connexion de la poche de biogaz au Micro-GC .....	88



Figure (4-3) Production totale de biogaz pendant un an pour les 13 pilotes .....	89
Figure (4-4) Trois zones de production du biogaz.....	90
Figure (4-5) Zones dégradées et intactes dans les pilotes 8, 11 et 5 .....	91
Figure (4-6) Production cumulée de biogaz, de méthane et de dioxyde de carbone dans un an dans les pilotes .....	92
Figure (4-7) Composition du biogaz dans les pilotes.....	94
Figure (4-8) Production cumulée du pilote 10 en comparaison avec les autres pilotes, et composition du biogaz .....	97
Figure (4-9) Positionnement du pilote 10* avec les autres pilotes pour la production de biogaz en fonction de la teneur en eau et de la densité .....	97
Figure (4-10) Résultats hydro-thermo-biologiques de simulation numérique du pilote 10.....	99
Figure (4-11) Débit de méthane et de dioxyde de carbone, production cumulée de biogaz et la composition du biogaz du pilote 13 .....	101
Figure (4-12) Comportement du pilote 7 pendant 400 jours après sa mise en place.....	102
Figure (4-13) Résultats du premier épisode de l'analyse de biomasse en 14/08/08 .....	109
Figure (4-14) Résultats du deuxième épisode de l'analyse de biomasse en 22/09/08 .....	111
Figure (5-1) Schéma du site1, les brins d'injections et les capteurs de température.....	116
Figure (5-2) Méthode du panneau électrique .....	117
Figure (5-3) Variations de saturation des déchets autour du point d'injection deux jours après le deuxième épisode d'injection avec différentes valeurs de saturation initiale et une conductivité hydraulique de $5,0 \cdot 10^{-5}$ m/s.....	119
Figure (5-4) Saturation des déchets deux jours après la deuxième injection de lixiviat, avec différentes valeurs de la conductivité hydraulique et une saturation initiale de 0,45.....	120
Figure (5-5) Résultats <i>in situ</i> de la résistivité électrique relative du site1 (à gauche) et de la saturation par la simulation numérique (à droite) pendant et après l'injection de lixiviat .....	122
Figure (5-6) Rapport entre la pression au point d'injection pendant les épisodes d'injection de lixiviat et la pression atmosphérique.....	122
Figure (5-7) Comparaison des résultats du modèle non-uniforme (la conductivité hydraulique varie avec la profondeur de $5,0 \cdot 10^{-6}$ à $5,0 \cdot 10^{-4}$ m/s et la porosité de 0,1 à 0,2) à ceux du modèle homogénéisé (avec une conductivité hydraulique uniforme de $5,0 \cdot 10^{-5}$ m/s et une porosité uniforme de 0,15) .....	124
Figure (5-8) Rapport entre la pression au point d'injection et la pression atmosphérique pendant l'injection de lixiviat avec les modèles homogénéisé et non-uniforme.....	124
Figure (5-9) Changements de température dans le site1.....	126
Figure (5-10) a) Mesures du méthane dans le bioréacteur de Yolo County (Augenstein et al. 2008), b) variations de la température des déchets dans une installation de stockage de déchets dans le Michigan (d'après Yessiler et al., 2005).....	126
Figure (5-11) Variations de température dans un bioréacteur pendant 4 ans à différentes profondeurs avec le modèle1 (en haut) et le modèle2 (en bas) .....	127
Figure (5-12) Iso-valeurs de température du bioréacteur à la fin des deuxième et quatrième années de la simulation numérique .....	128
Figure (5-13) Comportements thermique et biologique d'une ISDND simulé pendant 10 ans ..	130
Figure (5-14) a) Production de biogaz dans les différentes couches pendant 10 ans, b) les courbes superposées de la température et production de biogaz dans deux couches .....	131
Figure (5-15) Production de biogaz annuelle dans une décharge, estimée par expérimentation en laboratoire sur des déchets ménagers (Ehrig, 1991).....	132
Figure (5-16) Variations de température pendant recirculation de lixiviat aux $z = -1$ m (gauche) and $z = -2$ m (droite) en comparaison avec les data du site et avec deux valeurs pour la conductivité thermique.....	133
Figure (5-17) Comportement biologique du site1 à court terme, pendant et après deux épisodes d'injection de lixiviat .....	135

Figure (5-18) Valeurs de température mesurée en deux points du site2.....	136
Figure (5-19) Variations de température pendant la recirculation de lixiviat .....	137
Figure (5-20) Courbes de croissance, de mortalité et de croissance nette des biomasses mésophile et thermophile.....	138
Figure (5-21) Schéma de la colonne 1D.....	139
Figure (5-22) Variations de température pour différentes répartitions des biomasses mésophile et thermophile .....	140
Figure (5-23) Comportement biologique pour les cas1; $X_m = X_t = X / 2$ .....	141
Figure (5-24) Comportement biologique pour les cas 2; $X_m = 0, X_t = X$ .....	142
Figure (5-25) Comportement biologique pour les cas 3; $X_t = 0, X_m = X$ .....	143
Figure (5-26) Production de biogaz pour les trois cas pendant 10 ans et la comparaison avec les résultats d'Ehrig (1991).....	144
Figure (5-27) Modèle bicouche 1D et ces paramètres pour chaque couche.....	145
Figure (5-28) Modèle utilisé et les températures observée et calculée pour le site de Tokyo Port (Yoshida et al., 2003).....	145
Figure (5-29) Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et de déchets .....	146
Figure (5-30) Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et déchets avec injection du lixiviat non-chargé.....	147
Figure (5-31) Résultats de modélisation d'un bioréacteur à long terme avec un modèle bicouche de sol et déchets avec injection du lixiviat non-chargé.....	148

## Liste des tableaux

Tableau 1-1 Composition moyenne des déchets ménagers et assimilés en France en 1993.....	18
Tableau 2-1 Paramètre des colons expérimentaux (Olivier et al., 2007) .....	29
Tableau 2-2 Valeurs de la perméabilité intrinsèque des déchets au gaz .....	32
Tableau 2-3 Ordres de grandeur de la conductivité hydraulique à saturation des déchets ménagers .....	33
Tableau 2-4 Calcul de la capacité calorifique des phases solide, liquide et gazeuse d'une décharge .....	35
Tableau 2-5 Valeurs de la capacité calorifique des déchets.....	36
Tableau 2-6 Paramètres de milieu diphasique 1D .....	48
Tableau 2-7 Résultats de l'étude de stabilité d'écoulement diphasique 1D .....	49
Tableau 3-1 Enthalpie nette de chaque réaction.....	68
Tableau 3-2 Paramètres du modèle de dégradation de type I.....	75
Tableau 3-3 Étude bibliographique des paramètres biologiques et thermiques .....	75
Tableau 3-4 Constantes de cinétique pour les phases acidogène et méthanogène.....	79
Tableau 3-5 Variation des constantes de cinétique avec la température (El-Fadel et al. 1996) .....	80
Tableau 3-6 Paramètres biologiques pour un sol, Neil (2006).....	80
Tableau 4-1 Dimensions de cellule expérimentale .....	82
Tableau 4-2 Proportions de MODECOM (Ademe, 1993).....	83
Tableau 4-3 Composantes de déchets de cuisine .....	84
Tableau 4-4 Valeurs de densités choisies pour les déchets et enfoncement du couvercle dans la cellule correspondant à chaque densité.....	85
Tableau 4-5 Masse sèche, solide et humide des déchets dans les cellules expérimentales .....	87
Tableau 4-6 Densité sèche, solide, humide et teneur en eau des déchets dans les .....	87
Tableau 4-7 Paramètres du premier épisode de réinjection et résultats de mesure de pH et de DCO du pilote 10 .....	95

Tableau 4-8 Paramètres de deuxième épisode de réinjections et les résultats de mesure de pH et de DCO du pilote 10 .....	95
Tableau 4-9 Paramètres de la simulation numérique du pilote 10 .....	98
Tableau 4-10 Détails d'échantillonnage et les volumes d'eau injecté dans chaque pilote.....	103
Tableau 4-11 Résultats d'analyse du pH, d'AGV et de DCO dans les pilotes.....	103
Tableau 4-12 Spécificités des sondes utilisées dans l'étude.....	105
Tableau 5-1 Paramètres hydrauliques pour la modélisation du site1 .....	118
Tableau 5-2 Paramètres d'injection de lixiviat du site1 .....	118
Tableau 5-3 Paramètres biologiques pour la simulation numérique d'un .....	127
Tableau 5-4 Paramètres d'injection du site2.....	136

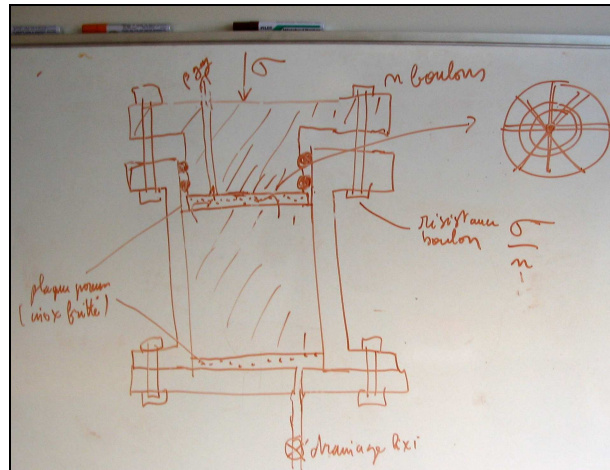
# Annexe A



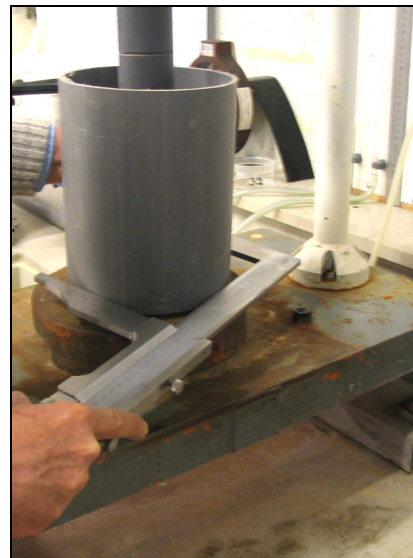
# Annexe A

## I Photos des expérimentations en laboratoire

### 1. Idée initiale et essais mécaniques



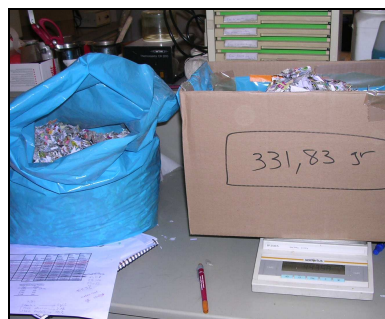
Idée initiale des cellules expérimentales



Essais mécaniques de résistivité des cellules en PVC avec application de la charge verticale pour compactage des déchets

## 2. Préparation des fractions de déchets selon l'Ademe 1993

25kg de déchets ont été coupés en petits morceaux de 1-2cm.



Découpage de différentes fractions de déchets (métaux, verre, tissu, papier, bois, plastique et déchet de cuisine) et préparation de 13 sacs poubelles de déchets avec les différentes fractions de l'Ademe (1993)

### 3. Préparation des cellules expérimentales



Préparation des cellules; installation des sondes de température dans les cellules et des joints isolants sur les couvercles

### 4. Préparation de la boue (sortie d'un digesteur méthanogène) pour inoculer les déchets







Centrifugation des boues liquides pour séparer l'eau de la partie solide, afin de ne pas trop modifier les caractéristiques du lixiviat utilisé pour saturer les déchets



Liquéfaction des boues en les mélangeant avec 100ml de lixiviat



Inoculation des déchets avec le mélange de boue et de lixiviat

## 5. Remplissage, compactage et saturation des cellules



Remplissage des cellules et application de la charge verticale pour compacter les déchets



Injection de lixiviat avec la pompe



Application de la charge avec le couvercle



Drainage de lixiviat pendant un jour



Lixiviat sorti dans la poche de biogaz à cause de la pression de biogaz

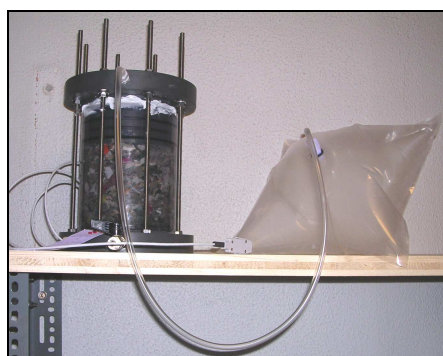


Transport des pilotes dans la chambre à  $33 \pm 2^\circ\text{C}$

## 6. Production et quantification de biogaz



Les pilotes expérimentaux dans la chambre à  $33 \pm 2^\circ\text{C}$

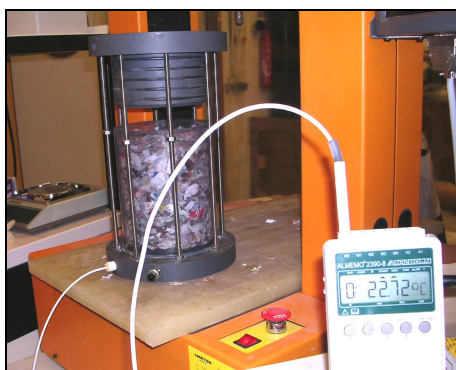


Production de biogaz et quantification du volume de biogaz produit dans un bassin d'eau (par poussée d'Archimède)



Connexion des poches de biogaz au Micro-GC pour définir la composition du biogaz

## 7. Mesure de la température



Mesure de la température des déchets à partir de capteurs de température

## 8. Echantillonnage de lixiviat pour les analyses biochimiques et microbiologiques

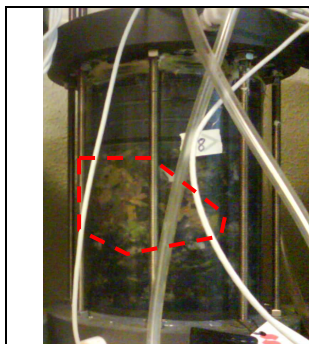


Echantillonnage du lixiviat



Echantillons de lixiviat de différentes couleurs

### 9. Zones dégradées et intactes dans les déchets



Pilote 8



Pilote 11



Pilote 5

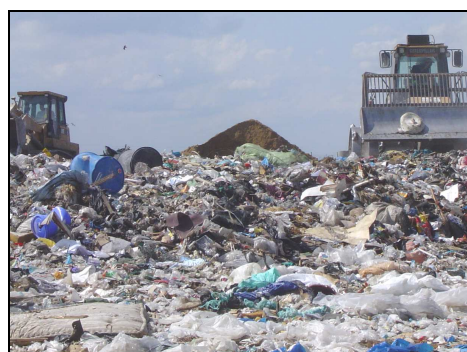
### 10. Résultats de l'analyse microbiologique du pilote 3

Ensemble de la population microbienne	Archae méthanogènes	Bactéries fermentatives

## II Photo des expérimentations in situ



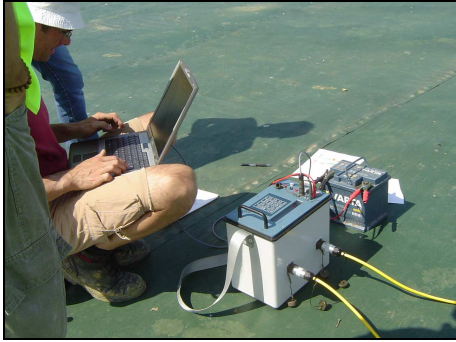
Centre d'ISDND-bioactive en France (pilote témoin et pilote test sont séparés par une couche d'argile)



Stockage et compactage des déchets dans un pilote ouvert



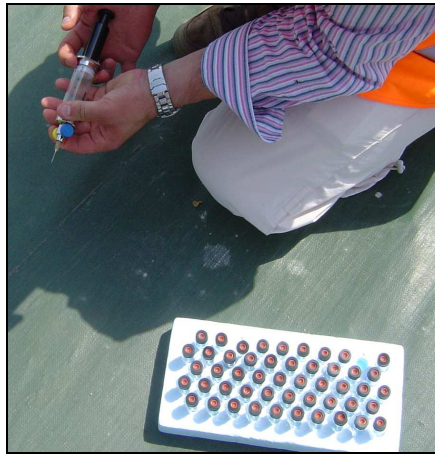
Les couches de déchets stockés et de couverture d'argile



Installation des panneaux électriques sur le site pour mesurer la résistivité électrique



Système d'injection de lixiviat et de captage du biogaz sur site (à gauche), bassin de rétention du lixiviat et débitmètre (à droite)



Récupération de biogaz sur site (sous la couverture temporaire) et par les brins de biogaz pour faire des analyses de biogaz





# Articles

## Article de revue

**Gholamifard S., Eymard R. and Duquennoi C. (2008)**, Modeling anaerobic bioreactor landfills in methanogenic phase: long term and short term behaviors, *Water Research* (2008), DOI: 10.1016/j.watres.2008.09.040.

## Articles de colloque

**Gholamifard S., Eymard R. and Duquennoi C. (2008)**, Thermal Behavior of a Bioreactor Landfill During Leachate Injection, *Global Waste Management Symposium & ICLRS*, 2-7 September, Denver, Colorado, USA.

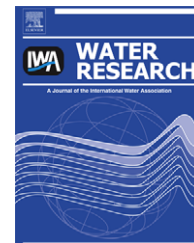
**Gholamifard S., Eymard R. and Duquennoi C. (2008)**, Modeling Thermal and Biological Behavior of Bioreactor Landfills in Stationary Conditions Before Leachate Injection, *The 23rd International Conference on Solid Waste Technology and Management*, Philadelphia, PA, USA.

**Gholamifard S., Eymard R. and Duquennoi C. (2008)**, Modeling Thermal Behavior of Bioreactor Landfills Before Leachate Recirculation, *5th International Symposium on Finite Volumes for Complex Applications (FVCA5)*, Aussois, France.

**Gholamifard S., Duquennoi C. and Eymard R. (2007)**, Simulation of Two-Phase Flow in Anaerobic Bioreactor Landfills, *Sardinia symposium*, S.Margherita di Pula, Cagliari, Italy.

**Gholamifard S., Duquennoi C. and Eymard R. (2007)**, A Multiphase Model of Bioreactor Landfill With Heat And Gas Generation And Transfer, *Eurotherm Seminar N° 81, Reactive Heat Transfer in Porous Media*, Ecole des Mines d'Albi, France.



Available at [www.sciencedirect.com](http://www.sciencedirect.com)journal homepage: [www.elsevier.com/locate/watres](http://www.elsevier.com/locate/watres)

# Modeling anaerobic bioreactor landfills in methanogenic phase: Long term and short term behaviors

Shabnam Gholamifard<sup>a,\*</sup>, Robert Eymard<sup>b</sup>, Christian Duquenois<sup>a</sup>

<sup>a</sup>HBAN research unit, Cemagref d'Antony, Parc de Tourvois, BP 44, 92163, Antony, France

<sup>b</sup>LETEM, Marne-La-Vallée University, Cité Descartes 5, bd Descartes, Champs sur Marne, 77454 Marne La Vallée, Cedex 2, France

## ARTICLE INFO

### Article history:

Received 7 May 2008

Received in revised form

5 September 2008

Accepted 16 September 2008

Published online ■

### Keywords:

Bioreactor landfill

Leachate recirculation

Anaerobic digestion

Methanogenesis

Biologic behavior

Gas production

## ABSTRACT

We have developed a mathematical model to simulate the behavior of real bioreactor landfills in the anaerobic methanogenic phase. This coupled model is composed of a two-phase flow and a biological model based on Darcy's law and Monod's model, respectively. This model considers bacterial activity and biological behavior as a function of temperature and makes it possible to study the thermo-biological behavior of bioreactor landfills with temperature changes. In this model we consider different effects of saturation on solid waste degradation. These effects consist of increasing hydrolysis with saturation and also decreasing the concentration of volatile fatty acids (VFAs) and activating the methanogenic biomass. This paper presents first the mathematical coupled model and the numerical methods used to solve the conservation equations. The numerical model is then used to simulate two bioreactor landfills. This paper presents the results of long and short (with leachate recirculation) term numerical simulations comparing them with site results. Finally results as well as advantages and drawbacks of the model are discussed. The results show that the mathematical model is able to reproduce the hydro-thermo-biological behavior of a bioreactor landfill in different conditions, with and without leachate recirculation, and leads to a better understanding of important thermal and biological parameters.

© 2008 Elsevier Ltd. All rights reserved.

## 1. Introduction

Biodegradation of municipal solid waste (MSW) in landfills is a complex and variable process. Landfills develop distinctive microbial ecosystems during different decomposition phases. Waste decomposition phases ranging in number from three to six or more have been identified by different investigators depending on the data-base and purposes of each study. A four-phase characterization of refuse decomposition (Barlaz et al., 1989) consists of an aerobic phase, an anaerobic acid phase, an accelerated methane production phase and a decelerated methane production phase. In the accelerated

methane production phase there is a rapid increase in the rate of methane production to some maximum value. Methane concentration of 50–70% is typical of this phase with the balance of the gas being mainly carbon dioxide. There is a little hydrolysis of solids during this phase and the methanogenic biomass increases. In the fourth phase of waste decomposition, decelerated methane production phase, the rate of methane production decreases even though methane and carbon dioxide concentrations remain constant at about 60% and 40%, respectively. Hydrolysis of solids controls the rate of methane production in that there is no longer an accumulation of carboxylic acids to serve as soluble substrate.

\* Corresponding author. Tel.: +33 01 40 96 60 48; fax: +33 01 40 96 62 70.

E-mail address: [shabnam.gholamifard@cemagref.fr](mailto:shabnam.gholamifard@cemagref.fr) (S. Gholamifard).

0043-1354/\$ – see front matter © 2008 Elsevier Ltd. All rights reserved.

doi:10.1016/j.watres.2008.09.040

It is believed that the major differences in waste decomposition under different conditions will be the time required for the different degradation phases, the methane production rate, and possibly the methane yield. These parameters are influenced by several conditions such as temperature and saturation (Barlaz and Ham, 1993).

The landfill bioreactor approach has been developed to optimize landfills as biological treatment systems and to reduce the time of landfill stabilization. Fast degradation rate in bioreactor landfills is an attractive feature of this innovative technology (Reinhart and Townsend, 1997). Enhancement in the biodegradation is usually achieved by recirculating the leachate collected from the bottom of the landfill. Recirculation of leachate helps the landfill to maintain a wet environment in addition to supplying nutrients needed for biodegradation. The idea of enhancing waste decomposition by the addition of supplemental water and/or recirculation of leachate was first proposed thirty-three years ago (Pohland, 1975).

Leachate recirculation is stimulatory for biodegradation because liquid movement distributes the inocula, minimizes local shortage of nutrients and dilutes potential toxins (Novella et al., 1997). However, in the absence of active acetogenic and methanogenic populations, recirculation of leachate may cause an accumulation of volatile fatty acids (VFAs). VFAs which are transferred from the acidogenic to the methanogenic areas, serve as the precursor for methane production. High VFA concentration inhibits both methanogenesis and hydrolysis/acidogenesis (Vavilin et al., 2002).

Mathematical models could be used to simulate the coupled biological and hydraulic behavior of bioreactor landfills and help to a better understanding of processes taking place over stabilization time and during leachate recirculation. These models could make it possible to predict gas and leachate production and to optimize the time and cost of operating bioreactor landfills by optimizing the volume of injected leachate, the number and spacing of injection devices and the duration of recirculation.

The mathematical models which have been developed previously (El Fadel and Findikakis, 1996; Vavilin et al., 2002) are usually based on constant values of temperature in controlled laboratory conditions or controlled industrial digesters and so they can hardly be directly applied to landfills where temperature is the result of coupled processes. In these models the growth and decay rates of biomass are supposed to be constant, at a given temperature.

In this work we have developed a numerical model based on the finite volume method (Benard and Eymard, 2005; Eymard et al., 2000) incorporating basic concepts from hydrodynamics and microbiology to simulate the hydraulic, thermal and biological behavior of anaerobic bioreactor landfills during the methanogenic phase. This model is composed of a two-phase flow model of leachate and biogas based on Darcy's law, coupled with a biological model of heat and gas generation, considering the effects of saturation and temperature changes on the biological behavior. The two-phase flow model is based on mass conservation equations of each fluid phase and on energy conservation equations, considering heat transport by conduction, convection and a heat production term which is introduced by the biological

model. The development of the biological model of heat and gas production is based on Monod's model for microbial growth (Monod 1942, 1949, 1950), later adapted to anaerobic digestion by Findikakis and Leckie (1979), Halvadakis (1983) El Fadel (1991) and El Fadel and Findikakis (1996). Moreover, our biological model includes features introduced by Vavilin et al. (1999, 2000, 2002), who considers the effects of generation of volatile fatty acids (VFA) on methanogenic bacterial activity and methane production. In this paper we present first the mathematical equations and basic assumptions of the model. The model is then applied to the simulation of two real bioreactor landfills in France. We present the results in terms of temperature changes, solid degradation, VFA production, methanogenic biomass growth and gas production and we finally present and discuss the simulation results in the case of leachate recirculation.

## 2. Mathematical model

### 2.1. Main assumptions

Some important assumptions of this model are: 1) the landfill is considered as a homogeneous and anisotropic three-phase porous medium. The three phases are solid waste, gas and leachate, where gas is considered as a mixture of CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> with equal percentages (50% for each gas), 2) the solid phase of the landfill is considered to be non-deformable which means that we just consider the effects of degradation on gas and heat production and not on deformation and settlement of the landfill, 3) the gas and liquid phases are considered to be immiscible and Darcy's law is applicable for both fluid phases, 4) there is a thermal equilibrium between the three phases and 5) thermal radiation is neglected. Finally to simplify the model and to avoid a long list of undefined parameters, only one type of biomass (methanogenic biomass) is considered in the biological model.

### 2.2. Hydrodynamic model

As mentioned, the hydrodynamic model is based on mass and energy conservation equations. The mass conservation equation for each liquid phase is expressed by:

$$\frac{\partial m_p}{\partial t} + \nabla \cdot \left[ \rho_p \frac{k_{rP} k}{\mu_p} (-\nabla P_p + \rho_p g) \right] = \alpha_{bP} \quad (1)$$

where  $m_l = \phi S \rho_l$ ,  $m_g = \phi(1-S)\rho_g$  are the masses of phase  $P = l, g$  per unit volume of porous medium (kg/m<sup>3</sup>),  $\alpha_{bP}$  is the production rate for each phase,  $S$  is the liquid saturation and  $\phi$  and  $k$  are the porosity and absolute permeability (m<sup>2</sup>) of the porous medium (landfill waste).  $\rho_p$ ,  $k_{rP}$  and  $P_p$  are the density, relative permeability and pressure for phase  $p$ . Gas density is defined by the perfect gas law,  $\rho_g = P_g M_g / RT$ , where  $M_g$  is the molecular mass of the mixture of methane and carbon dioxide and  $R$  is the universal gas constant. Gas pressure is defined as the sum of the liquid and capillary pressures. For the relative permeability and capillary pressure we have used Van Genuchten's (1980) model:

$$k_{rl} = S_e^2 \left[ 1 - \left( 1 - S_e^{1/m} \right)^m \right], \quad k_{rg} = (1 - S_e)^2 \left[ 1 - S_e^{1/m} \right]^m \quad (2)$$

where  $k_{rl}$  and  $k_{rg}$  are the relative permeabilities of fluid and gas, respectively,  $m$  is Van Genuchten's parameter,  $S_e = (S - S_r)/(1 - S_r)$  is the effective saturation which defines the mobile fluid in a medium and  $S_r$  is the residual saturation. Capillary pressure is expressed by:

$$P_c = -\rho_l g \psi(S), \quad \psi(S) = \frac{1}{\alpha} (S_e^{-1/m} - 1)^{1/n} \quad (3)$$

where  $n = 1/(1 - m)$  and  $\alpha(m^{-1})$  is a parameter which defines the capillary height. The energy equation can be written as follow:

$$T \frac{d\eta}{dt} + \sum_{P=1,g} g_P \frac{dm_P}{dt} = -\nabla \cdot (h_P \rho_P V_P) - \nabla \cdot q + \alpha_q \quad (4)$$

$V_P$ ,  $h_P(P_P, T)$ ,  $q$ ,  $g$  and  $T$  are respectively Darcy's velocity of phase P, enthalpy per mass unit of phase P, conductive heat flux defined by Fourier's law as  $q = -\lambda \nabla T$ , gravity acceleration and temperature.  $g_P$  is defined as:  $g_P(P_P, T) = h_P(P_P, T) - T \eta_P(P_P, T)$ , where  $\eta_P(P_P, T)$  is the entropy per mass of phase P.  $\alpha_q$  is the heat source added to the model using the biological model of gas and heat production.

### 2.3. Biological model

The biological model consists of different parts corresponding to different steps of the degradation process. Fig. 1 shows the structure of this model and different steps of degradation of the solid substrate: production of volatile fatty acids (VFA) from hydrolysis and finally methanogenic biomass and biogas production. VFAs serve as the precursor for methane production. High VFA concentrations inhibit both methanogenesis and hydrolysis/acidogenesis (Vavilin et al., 2002). This model is presented by Eqs. (5)–(10).

#### 2.3.1. Hydrolysis

The most important part in the biodegradation process of the solid substrate in landfills is hydrolysis, which is represented using first order kinetics (El Fadel and Findikakis, 1996):

$$\frac{dA}{dt} = -\sum_{i=1}^3 [A_i \cdot \lambda_i(T) \cdot fs(A_s) \cdot S_i] \quad (5)$$

$A_i$  is the fraction of each biodegradable component of solid substrate which could be rapidly:  $i = 1$ , fairly:  $i = 2$  and slowly:  $i = 3$  biodegradable and  $\lambda_i(T)$  is the degradation kinetic for each biodegradable component  $A_i$  defined by Arrhenius Law:

$$\lambda_i(T) = \beta_i \exp(-Ea_i/RT) \quad (6)$$

$\beta_i$  ( $s^{-1}$ ) is a constant and  $Ea_i$  is the activating energy of each component.  $S_i$  is the saturation function described as:  $S_i = (S - S_{min})/(1 - S_{min})$ , where  $S_{min}$  is considered as a minimum saturation in which hydrolysis could be stopped. This function considers the direct effect of saturation on acceleration of hydrolysis with increasing saturation.  $fs(A_s)$  describes VFA inhibition of hydrolysis. The inhibition terms of hydrolysis and methanogenesis write respectively:

$$fs(A_s) = \frac{1}{1 + \{A_s/k_1(1 + k_a/Hb)\}^2}, \quad gs(A_s) = \frac{1}{1 + \{A_s/k_2(1 + k_a/Hb)\}^2} \quad (7)$$

where  $A_s$  is the VFA concentration produced from hydrolysis of the solid substrate,  $k_a$  is the dissociation constant,  $Hb$  is the proton constant and  $k_i$  is the inhibition constant for  $i = 1$ ; hydrolysis and  $i = 2$ ; methanogenesis.

#### 2.3.2. Gas production

VFA:

$$\frac{dA_s}{dt} = -\beta \frac{dA}{dt} - \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s) \cdot \left(\frac{A_s}{K_{s_A} + A_s}\right) \cdot X - \alpha_A \cdot q \frac{dA_s}{dZ} \quad (8)$$

Biomass:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \rho_{App}(T) \cdot \underset{\text{production}}{gs(A_s) \cdot \frac{A_s}{K_{s_A} + A_s} \cdot X} - K_d(T) \cdot \underset{\text{decay}}{X} - \alpha_X \cdot q \frac{dX}{dZ} \quad (9)$$

Biogas:

$$\frac{dB}{dt} = (1 - Y) \rho_{App}(T) \cdot gs(A_s) \cdot \left(\frac{A_s}{K_{s_A} + A_s}\right) \cdot X \quad (10)$$

$\beta$  is a stoichiometric coefficient,  $\alpha$  is the fraction of VFA and biomass transferred by liquid flow,  $q$  is the volumetric liquid flow rate per surface area,  $K_{s_A}$  is the half saturation constant for acidogenesis ( $kg/m^3$ ) and  $Y$  is the methanogenic biomass formed per mass of VFA utilized ( $kg/kg$ ).  $K_d(T) = K_{d \max} \cdot dD/dT$  and  $\mu_{App}(T) = Y \cdot \rho_{App}(T) = \mu_{\max} \cdot gs(A_s) \cdot A_s / (K_{s_A} + A_s) \cdot dGr/dT$  are the decay and production rates of methanogenic biomass ( $d^{-1}$ ), respectively, where  $K_{d \max}$  and  $\mu_{\max}$  are the maximum specific decay and production rates of methanogenic biomass ( $d^{-1}$ ) at optimal temperature. In the existing biological models that we have found in the literature, the temperature is considered to be constant and these models are based on a constant value for production and decay of the biomass (El Fadel and Findikakis, 1996; Vavilin et al., 2002). As our model is based on a coupled behavior as a function of temperature it is very important to consider the temperature-dependence of

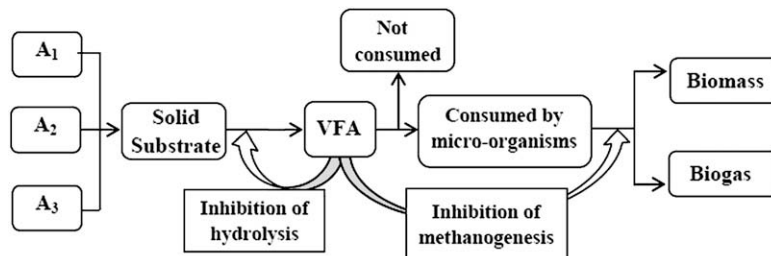


Fig. 1 – Simplified biological model of solid waste degradation and biogas production.

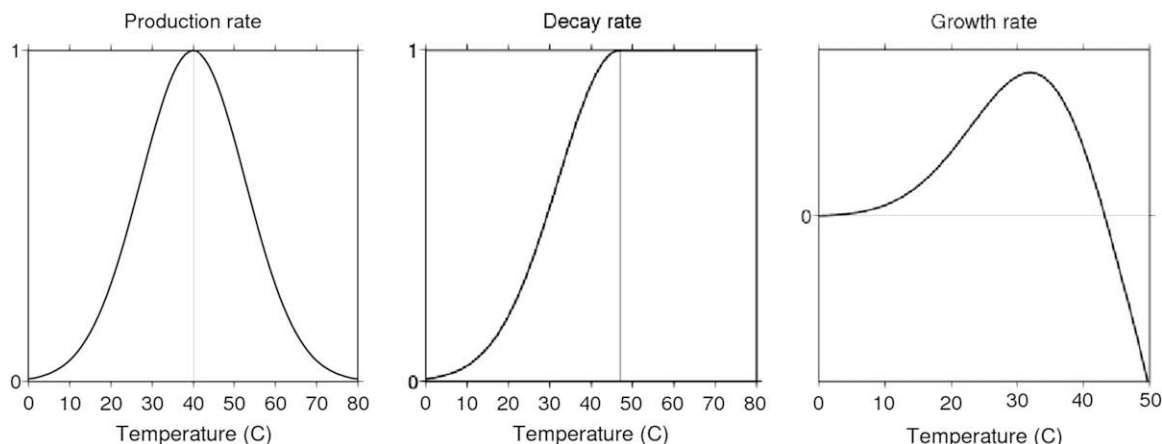


Fig. 2 – Production, decay and growth rate of the biomass as a function of temperature.

bacterial activity. Fig. 2 shows the production, decay and growth rate curves used in our model. The growth rate is represented as the difference between production and decay rates and is usually introduced in the literature with Rosso's law, without the negative side. Our conjecture is that it seems reasonable to prolong the curve, following the slope. This negative part shows that the decay rate of the biomass could exceed the production rate. Considering the maximum specific values of production and decay rates, it could be noticed that the negative part of this curve does not represent negative values of growth rate, but a higher rate of biomass decay compared to its production. Numerical tests show that if we do not introduce the negative part, the temperature does not remain at the asymptotic level observed on the landfill sites (see Fig. 3). The maximum value for this curve is obtained at the optimum temperature of 35 °C which is considered to be the optimum temperature of mesophilic bacteria.

### 2.3.3. Heat generation

Heat generation in landfills is a result of energy released from a large set of parallel and sequential biochemical reactions, beginning with the hydrolysis of solid substrates and ending with carbon dioxide and methane production. The reactions which happen in a landfill are too numerous and complex to be all considered in a numerical model (El Fadel, 1991; El Fadel and Findikakis, 1996). The heat generation rate in our model is obtained from the hydrolysis and methane production rates, as follow:

$$\alpha_q = \beta \frac{H_{\text{hyd}}}{M_{\text{VFA}}} \frac{dA}{dt} + \frac{H_{\text{meth}}}{M_{\text{meth}}} \frac{\alpha_b}{2} \quad (11)$$

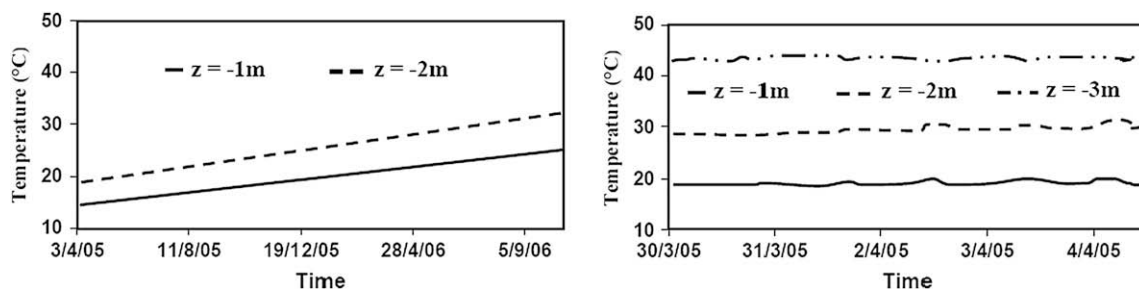


Fig. 3 – Temperature measured at two locations of a landfill bioreactor in France.

where  $H$  (kJ) is the energy released per mole of VFA/methane produced and  $M$  is the molar mass of VFA/methane.  $\alpha_b$  is the biogas production rate ( $dB/dt$ ). As mentioned above, there is a large set of reactions with different enthalpy release during biogas production and so a large range of values for  $H_{\text{meth}}$  can be found in the literature. Lanini (1998) proposed values between 40 and 255 kJ, Aran (2000) proposed values between 2 and 60 kJ, Augenstein et al. (1999) proposed an average value of 68 kJ and finally El Fadel and Findikakis (1996) proposed 108 kJ. In our model we used the following values for heat production:  $H_{\text{hyd}} = 170$  kJ/mol and  $H_{\text{meth}} = 80$  kJ/mol.

### 2.4. Numerical methods

The numerical solution of the mathematical model is obtained using a finite volume method, which consists in a set of nonlinear discrete balance equations in grid blocks, coupled with the conservation equations. This system is solved using Newton's method (Benard and Eymard, 2005; Eymard et al., 2000). The advantage of this method over other methods for solving the conservation equations is that nonstructured grid blocks could be solved as well as structured ones. Moreover there is flux conservation between two control volumes  $K$  and  $L$ , which can be expressed by the relation:  $F_{K,L}^n = F_{L,K}^n$ . Considering a finite volume mesh of the domain, consisting of  $N$  grid blocks indexed by  $(i = 1, \dots, N)$ , the volume of cell  $i$  is denoted by  $V_i$ . The subscript  $j$  stands for any cell having a common interface  $ij$  with cell  $i$ . Eq. (12) gives, after time and finite volume discretization, a set of coupled nonlinear equations (Eymard et al., 2000):

$$V_i \frac{m_{pi}^{n+1} - m_{pi}^n}{t^{n+1} - t^n} + \sum_{ij} F_{wij}^{n+1} = 0$$

$$V_i \left[ T_i^{n+1} \frac{\eta_{hi}^{n+1} - \eta_{hi}^n}{t^{n+1} - t^n} + \sum_{p=1,g} g_{pi}^{n+1} \frac{m_{pi}^{n+1} - m_{pi}^n}{t^{n+1} - t^n} \right] + \sum_{ij} F_{hij}^{n+1} = \bar{Q}_i^{n+1} \quad (12)$$

where  $\bar{Q}_i^{n+1}$  is the heat source term in grid block  $i$ . The water flux  $F_{wij}^{n+1}$  and the energy flux  $F_{hij}^{n+1}$  across the interface  $ij$  are evaluated using an implicit finite difference scheme with respect to the pressures, the saturations and the temperatures of grid blocks  $i$  and  $j$ . For each time step, we applied an adapted Newton's method to find an approximate value of thermodynamic and hydraulic unknowns of the whole system of equations (saturation, pressure and temperature). This method, classically used in the oil reservoir simulation setting (Aziz and Settari, 1979), appears to be very stable and efficient for solving conservation equations of mass and energy.

## 2.5. Model parameters

The biological parameters are chosen from values proposed by El Fadel and Findikakis (1996), Vavilin et al. (2002) and the literature review done by Meima et al. (2007). The values are presented in Table 1. The initial values are 0 and 0.2 (kg/m<sup>3</sup>) for VFA and humid biomass concentrations, respectively. The initial biodegradable solid is considered to be 30% of the waste mass where 5% is rapidly, 10% is fairly and 15% is slowly biodegradable. The degradation kinetics is between 0.0086 (d<sup>-1</sup>) and 0.086 (d<sup>-1</sup>) for different degradability rates.

We applied the coupled model to an 80 m × 10 m homogeneous two dimensional domain representing a typical cross section of a bioreactor landfill. The boundary conditions are defined as follow: a zero-flux condition on the top horizontal boundary; zero-flux condition on the vertical boundaries and atmospheric pressure (perfect drainage) on the bottom horizontal boundary. The temperature of the vertical and base boundaries is 10 °C, and on the top boundary changes between 2 and 26 °C within a year using a sinusoidal function. The initial saturation is obtained indirectly from electrical resistivity measurement which is a function of saturation (Grellier et al., 2003). Using these measurements and sensibility analysis by the numerical model, we obtained 25 percent (by volume) of saturation for the site. We assumed that the initial gas pressure in the landfill is atmospheric. The porosity and hydraulic conductivity are 0.3 and 1e–4 m/s, respectively.

Thermal conductivity of the landfill is found to be a very important parameter for the temperature results during ten years of numerical simulation and also during leachate recirculation. For the first case, it influences the thermal gradient between layers and thermal exchange with the outside. For the second case, during leachate recirculation, it influences the curve of temperature increase just after leachate recirculation. Higher thermal conductivities lead to

a faster increase of temperature. For a ten year simulation, we first considered an average thermal conductivity proposed by other authors (Aran, 2000) of about 0.4 W/m K corresponding to relatively dry waste. As the initial saturation of the landfill is estimated at about 0.25, it seemed to be a good assumption. We present first the results with this thermal conductivity. The numerical simulations in the case of leachate recirculation and their comparison with site data lead us to a better estimation of this parameter between 0.6 and 0.8 W/m K.

## 2.6. Site temperature

Under the assumption that temperature distribution in a landfill could provide essential insights in its coupled thermo-hydro-biological behavior, we studied the site data of a French pilot bioreactor landfill. The temperatures were measured with preinstalled sensors at different depths under the top cover layer (Fig. 3). We observed that temperature varies with seasonal changes between 15 and 20 °C in the upper layers and 35–40 °C in deeper layers (maximum 3 m under the horizontal injection points).

Temperature changes can range between 6 and 15 °C during 1–2 years, depending on the depth of the layer and the external temperature. Upper layers are more affected by the external temperature and show larger changes. The differences in terms of temperature values and trends at different locations but at the same depth could be explained by the heterogeneity of the waste which could cause different local values of gas and heat production. It could also be attributed to a difference between different stages of degradation of an initially homogeneous waste. A vertical thermal gradient of 1–10 °C/m is also generally observed.

## 3. Results and discussion

In this part we compare the temperatures measured in the pilot bioreactor landfill and the thermal results of numerical simulations performed with our model, using the above mentioned parameters and settings and we discuss the results.

### 3.1. Long term results: during 10 years without leachate recirculation

Fig. 4a shows the thermal evolution in a landfill during 10 years of simulation. The results are presented at different depths under the upper clay layer. The temperature increases up to 55 °C in the deeper layers. There is also a vertical gradient of 1–10 °C/m between different layers. The higher layers are more affected by external temperature and seasonal changes and there is a shift of peaks between the external and waste temperatures which is due to the thermal diffusivity,  $\alpha = \lambda/\rho.C$  of the waste and top cover layer. This shift is also observed in the site results. In this bioreactor, the maximum values of temperature are observed in September–October and the minimum values in March–April, however the weather data of this region show that the external temperature is higher in spring than in autumn. As we can see in this figure, this shift is more remarkable in deeper layers of

**Table 1 – Biological parameters for numerical simulation**

$\mu_{max}$ (d <sup>-1</sup> )	$K_d$ (d <sup>-1</sup> )	$Y$ (kg/kg)	$K_{S_A}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\beta$	$\alpha$
0.35	0.002	0.08	1.0	0.5	0.1



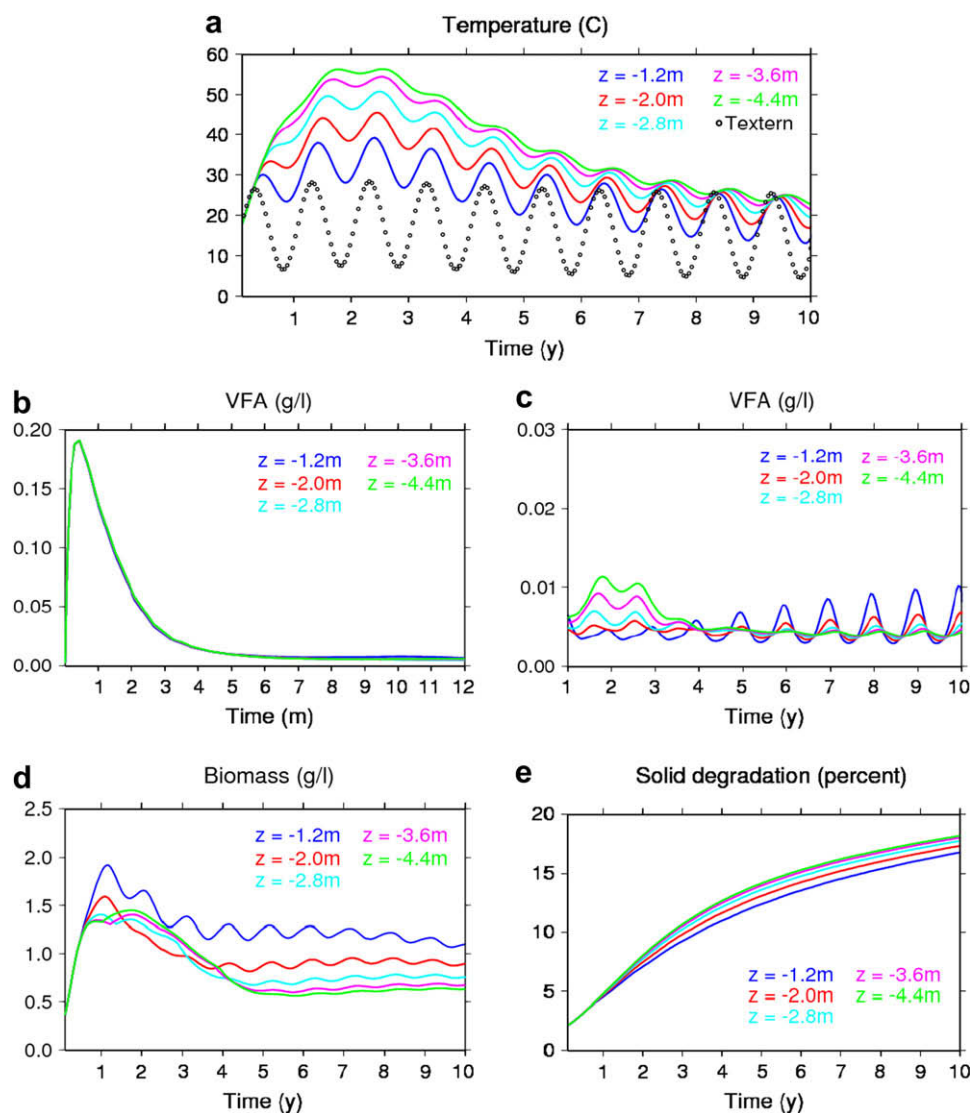


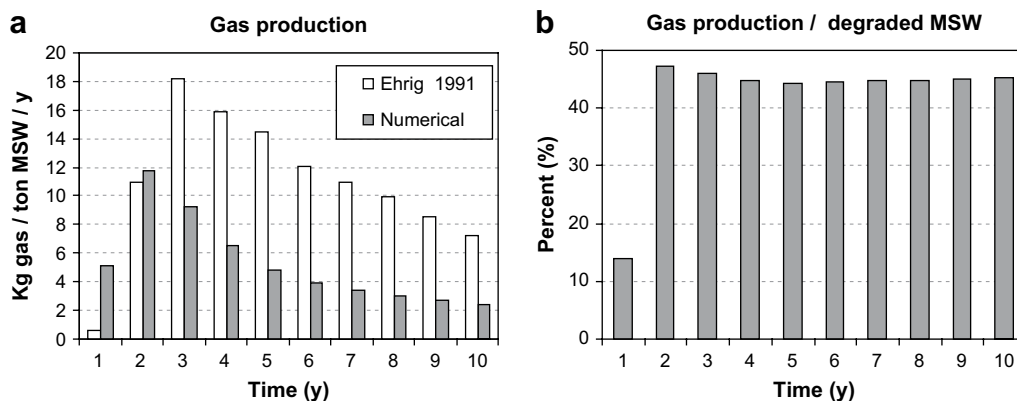
Fig. 4 – Thermal and biological behavior of a bioreactor landfill during 10 years (numerical simulation).

the landfill. These results could give good estimation of the thermal conductivity of the cover layer and waste and also show the necessity to install temperature sensors in deeper layers of real bioreactors to study how these values change in deeper layers with time. The results for solid degradation, VFA production and biomass changes are presented in Fig. 4 at different depths.

Different phases are observed from the numerical results and can be summarized as follow: during about six first months of simulation, there is a high production of VFA (Fig. 4b). Meanwhile, the methanogenic biomass increases in different layers consuming more and more VFA until VFA concentration drops to lower levels. This process increases the degradation of solid waste and methanogenesis. During the next three years the temperature and gas production of the landfill increases and depending on the temperature at different depths, different behaviors are observed for biomass growth and VFA changes. In deeper layers where the temperature is above 45 °C, the biomass decreases because of the decay rate which is the maximum in this range of temperature

and so VFA concentration increases. However, in upper layers the biomass values are large enough to consume the VFA produced by hydrolysis and to keep the values under 0.01 g/l (Fig. 4c). After five years, temperature and gas production decrease and the temperature in different layers tends to the external temperature. The hydrolysis rate decreases because most of the rapidly and moderately degradable waste fractions have been degraded. In this phase hydrolysis is a key factor to generate biomass. As we can see in Fig. 4 biomass decreases, allowing a slight VFA increase in different layers. These two last phases could be considered as accelerated and decelerated methanogenic phases, as explained in Section 1.

The maximum degradation of solid waste is about 17% of the total mass in 1 m<sup>3</sup> (Fig. 4e), considering that degradation decreases and tends to a constant value after 10 years of simulation. This value is comparable with the data given by Olivier (2003) who advocates a maximum absolute mass loss of 20% for a standard bioreactor landfill after 30 years. This value could help us to estimate orders of magnitude of biodegradation kinetics.



**Fig. 5 – Annual gas production in a landfill, estimated from laboratory experimentations on municipal solid waste (Ehrig, 1991) compared to numerical results (a), and numerical results of gas production from degraded solid waste each year (b).**

Fig. 5b shows that 13–47% of degradable waste is transformed into biogas. This value is validated by Ehrig (1991) who has observed that less than 50% (7.2–41.7%) of the initial mass of organic waste is transformed into biogas. This author estimated that maximum gas production in a landfill occurs about 3–5 years after the waste has been landfilled (Fig. 5a). Haarstad (1997) extrapolated gas production during 40 years and proposed a value of 168 kg gas/ton of solid MSW for total biogas production. Thomas (2000) proposed that maximum biogas production is about 215 kg gas/ton of MSW. Gas production obtained by our numerical simulation is about 53 kg gas/ton MSW within 10 years. This value is less than the values proposed in the literature but it should be considered that the latter values are based on laboratory experimentations and are usually under condition of maximum gas production potential. Gas production reaches a peak after one year of numerical simulation. Comparing this time with Ehrig's estimation (3–5 years), it should be noted that the numerical model does not consider the aerobic and acidogenic phases.

### 3.2. Short term results

#### 3.2.1. Site-1: during two weeks with leachate recirculation

Here we present the numerical results of temperature changes in the same bioreactor landfill during leachate recirculation. The results are presented at two different depths under the top clay cover compared to site data. Site data are obtained from temperature sensors placed at different depths under the top clay layer at about one meter distance from the injection line. To install the temperature sensors, five meters long and three meters deep trenches have been excavated near the injection lines and the sensors have been installed on vertical lines at 0 m, –1 m, –2 m and –3 m under the top cover layer. Then the trenches have been backfilled with compacted waste to minimize density heterogeneities. Waste settlement and aging of materials can cause disconnection problems in sensors and measurement errors. For these reasons only part of the sensors are still operating after about seven years and little data are available. The maximum error of these sensors when manufactured is  $0.3\text{ }^{\circ}\text{C} + 0.005T$ , where T is the measured temperature.

The injection parameters are presented in Table 2. Earlier works of the authors (Gholamifard et al., 2007) show that hydraulic parameters as porosity, hydraulic conductivity and also recirculation discharge and leachate temperature are key parameters affecting temperature variation trends under injection points. Many numerical simulations have been taken out to estimate the best values for these parameters. For this model we used a porosity and a hydraulic conductivity of 30 percent and  $1\text{e-}4\text{ m/s}$ , respectively. Unfortunately, leachate temperature was not measured but is believed to be close to the outdoor temperature because leachate used for recirculation was stored in an open pond on the landfill site. The best leachate temperature values deduced from test numerical simulations are  $3\text{ }^{\circ}\text{C}$  and  $8\text{ }^{\circ}\text{C}$ , respectively for the first and second injection. As waste temperature before leachate injection is about  $33\text{ }^{\circ}\text{C}$  at  $z = -1\text{ m}$ , we started simulating the first injection when the temperature of the model is close to this value, after about 1.5 years (512 days) of numerical simulation. The first simulated injection is on day 527 and the following simulated injection is one week later. The site data are available up to two days after the second injection.

As mentioned previously thermal parameters such as waste heat capacity and thermal conductivity are estimated with the use of a series of numerical simulations. We observed that with a thermal conductivity of  $0.4\text{ W/m K}$  which was used for the long term simulation during 10 years, the model is not able to reproduce the same shape of temperature increase after leachate injection and gives a linear form. We thus increased the thermal conductivity to 0.6 and 0.8 (Aran (2000) proposed a value between 0 and  $0.8\text{ W/m K}$  and Yessiler et al. (2005) used  $1\text{ W/m K}$ ). The numerical results presented in Fig. 6 are obtained in grid elements situated at  $-0.8\text{ m}$  and  $-1.6\text{ m}$  under the top clay cover and a 1 m distance from the injection

**Table 2 – Injection parameters**

Parameters	First injection	Second injection
Injection duration	4h00	2h10
Discharge ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	6.0	11.0
Outdoor temperature ( $^{\circ}\text{C}$ )	2.6	10.7

point and seem to be the closest to the site data at  $-1$  m and  $-2$  m. It should be considered that because of waste settlement and degradation, the actual position of the sensors is probably not exactly the initial one. The temperature results are presented in Fig. 6 with two thin solid lines which are:  $T_{\text{Site}} \pm (0.3 + 0.005 \times T_{\text{Site}})$ , to take into account the possible errors of measurement. It should be noted that this error is the manufacture error and the effects of aging and disconnection are not considered in it.

As we can see in Fig. 6, the best value for this model is  $0.8$  W/m K which matches the best the site data especially at depth  $-1$  m. Waste heat capacity for this landfill is estimated between  $1000$  and  $1100$  J/K kg which is in the range of the values proposed by different authors (Meima et al., 2007). As the model presented herein is a homogeneous model, it cannot consider the effects of heterogeneity of thermal and hydraulic parameters which are believed to affect the measured site data. Increasing the thermal conductivity of the landfill from  $0.4$  W/m K to  $0.8$  W/m K affects the long term thermal and biological behaviors. Temperature gradients decrease with an increasing thermal conductivity and the maximum temperature obtained with  $0.8$  W/m K is  $40$  °C instead of  $55$  °C obtained with  $0.4$  W/m K. Studying the long and short terms behaviors of the landfill could lead us to conclude that thermal conductivity of the waste varies throughout the landfill not only because of waste heterogeneity but also because of variations in waste saturation. Waste saturation and hence thermal conductivity are probably higher under the injection lines.

Hydraulic and thermo-biological changes during leachate recirculation are presented in Fig. 7 for different layers. To study how leachate injection affects the thermo-biological behavior, numerical simulations are conducted for periods of about 160 days. It should be mentioned that in this short term simulation leachate does not have any biological character; it means that there is no VFA and biomass injected with the leachate, however the model is able to consider these parameters.

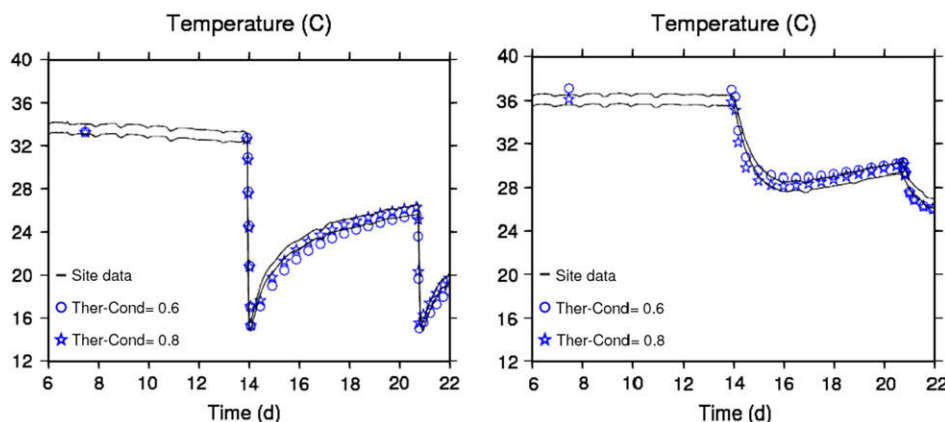
As we can see in Fig. 7, leachate injection decreases the temperature in different waste layers below the injection point during recirculation. Temperature increases very rapidly just after leachate injection is stopped because of

diffusivity of the warmer surrounding waste. Temperature changes after leachate recirculation are due to seasonal changes of outdoor temperature and it seems that leachate injection does not thermally affect the long term behavior. Saturation increases during leachate recirculation in the layers situated directly below injection point. Leachate injection seems to affect hydrolysis of the solid waste most of all and the first injection period has a very significant effect. The first cause of this phenomenon is that degradation is related to the difference between initial saturation of the landfill and saturation after injection. The second cause is temperature changes which are more important during the first injection. VFA concentration decreases slightly during leachate injection as the nutrients are displaced by flow and increases immediately after leachate injection because of the acceleration of hydrolysis. Methanogenic biomass also decreases during the injection, 10 percent of the biomass being displaced by the leachate flow, and it increases after consuming the high concentration of VFA. This process increases gas production just after each period of leachate recirculation, as we can see in Fig. 7f.

The results show that leachate recirculation does not affect the long term thermal behavior of the landfill but has a significant effect to accelerate degradation of solid waste and to increase gas production. It should be noted that both waste degradation and gas production reach a peak during leachate recirculation and drop back to previous values within a few months without further leachate injection.

### 3.2.2. Site-2: overall results

In the second bioreactor landfill site that we have studied, only a limited number of data under each injection line is available. Nevertheless temperature data at different points of the site were available and could lead to overall interpretation and discussion. A significant number of temperature sensors were out of order and showed either negative values or inconsistent values around  $80$ – $90$  °C but nevertheless showed significant temperature changes. Temperature changes in waste are visibly affected by seasonal changes of external temperature, like in site-1. In some places, the thermal gradient is about  $5$ – $6$  °C/m whereas in other locations almost no gradient is observed. The gradients observed on site-2 are



**Fig. 6 – Simulated temperature changes during leachate recirculation at  $z = -1$  m (left) and  $z = -2$  m (right) compared to site data, using two values of thermal conductivity.**

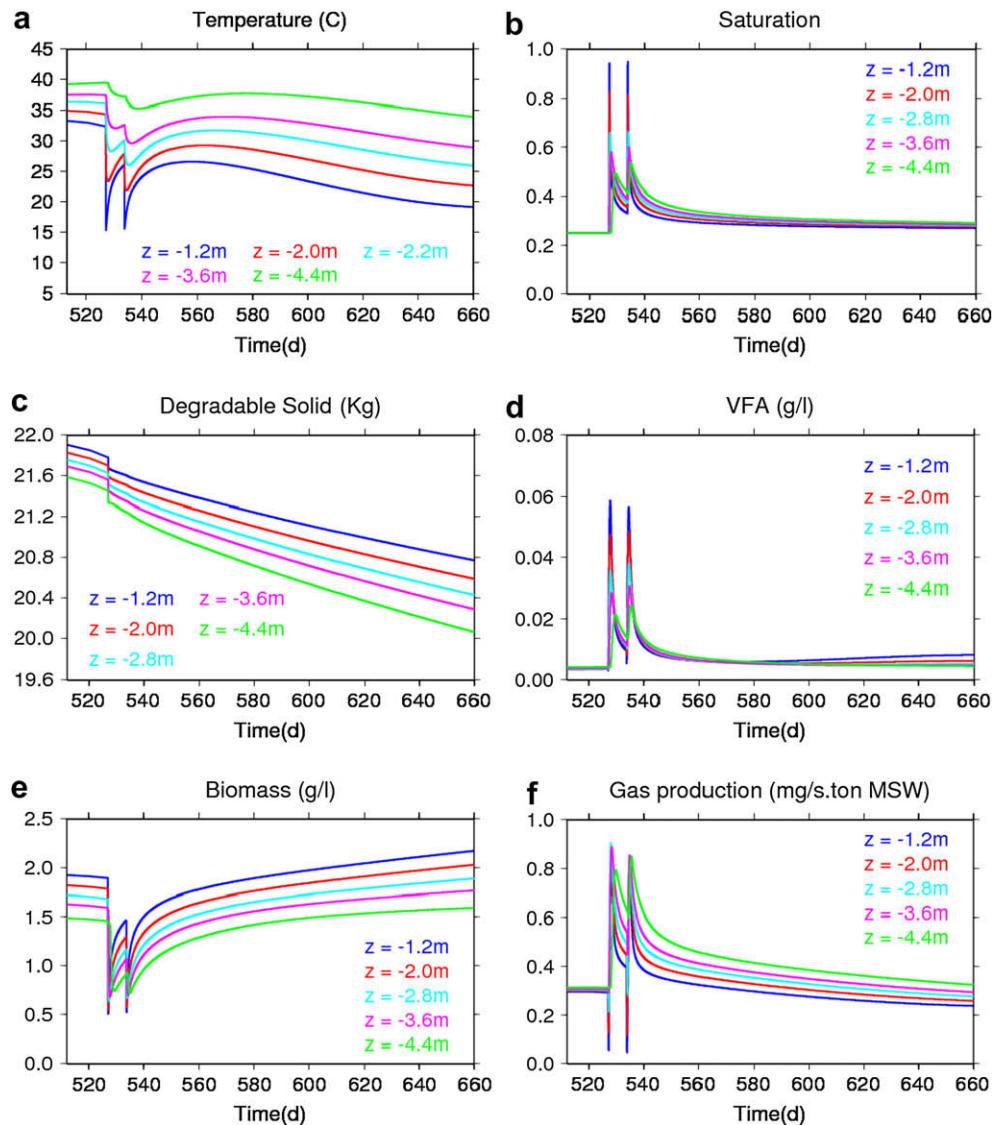


Fig. 7 – Biological behavior of the landfill.

smaller than on site-1 which could be a result of a higher thermal conductivity of waste in site-2. This assumption is in accordance with the temperature curves observed during leachate recirculation. Indeed, temperature rises more rapidly after leachate injection in site-2 as compared to site-1. This could also be attributed to waste heat capacity, channeled flow or injection parameters such as leachate discharge and temperature.

Numerical simulation results show the importance of thermal conductivity and heat capacity of the waste on temperature and especially on temperature increase after leachate recirculation. It is also observed that temperature after leachate recirculation is influenced more by external temperature than by waste temperature prior to leachate injection. It is thus believed that thermal conductivity of the cover layer is a very important parameter. The results (Fig. 8) show that the model could not reproduce the temperature increase after leachate recirculation as fast as what is observed on site-2. Numerical results shown on Fig. 8 are

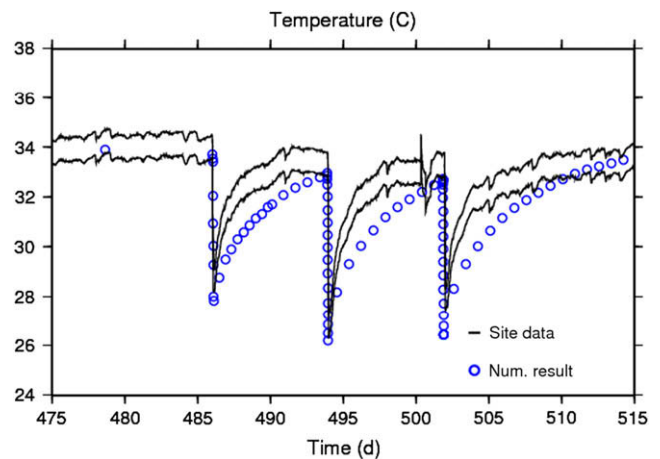


Fig. 8 – Temperature changes during leachate recirculation with a discharge of  $7 \text{ m}^3/\text{h}$  and a duration of 2h30, 1h36 and 1h40 for the first, second and third injections, respectively.

obtained using the largest thermal conductivity (1 W/mK) and the smallest heat capacity (900 J/K kg) in the range of waste thermal parameters found in the literature. Fitting the experimental temperature curve would require inconsistent values for these parameters. One explanation could be that trenches in which the temperature sensors were installed could have been filled with less compacted waste. In this case, whereas thermal properties would be similar to surrounding waste, hydraulic conductivity of waste in these trenches could be higher. This could lead to channeled flow in the trenches, and to lesser cooling of the surrounding waste than what is numerically simulated. The warmer surrounding waste would then transfer heat to the trench faster than what is simulated. Testing this hypothesis would require representing volumes with different hydrodynamic properties in the numerical simulation. We did not perform these tests in the present study. Fig. 8 shows small oscillations which could be attributed to daily thermal radiation on top cover layer. These oscillations are also observed on site-1.

### 3.3. Discussion on the temperature data

For our purpose site temperature data were only available down to three meters deep. It was thus impossible to study the behavior of deeper layers and to find out which temperature could reach a bioreactor landfill at larger depths. Knowledge of temperature in deeper layers would lead to a better understanding of thermal behavior of methanogenic bacteria, a better idea of their production and decay curves, as well as thermal parameters of the top cover layer.

## 4. Conclusions

We have developed a 3D mathematical model based on conservation equations and using a finite volume method to model bioreactor landfills. The coupled model contains a two-phase flow model based on Darcy's law and a biological model based on the simplified *Monod's model* (1949) and considering the biogas production via degradation of the biodegradable solid wastes and VFA production. In contrast to general biological waste degradation models, this model considers the effect of temperature on growth rate of biomass. The results of numerical simulations lead to the following conclusions:

- (a) The stationary condition of temperature observed through site data is the result of heat exchange at the surface of the landfill combined with temperature-dependent microbial activity generating heat in the waste.
- (b) Parameters influencing the thermo-biological behavior of landfills the most appear to be the thermal conductivity and heat capacity of waste, the initial values of biological parameters and of VFA concentration, and also the parameters controlling biomass growth such as production and decay rates. Waste thermal conductivity could be estimated using thermal gradients in different layers of a landfill. The thermal and hydraulic parameters are characteristic of each site; they change from one landfill site to another and should be obtained and estimated separately for each site.

- (c) Short term simulation during leachate recirculation on two different sites show that short term temperature changes in the waste depend essentially on temperature and discharge of the injected leachate, heat capacity and thermal conductivity of waste in the neighborhood of the injection point, and variation of outdoor temperature which is observed in the upper layers.
- (d) Short term simulations show one of the limitations of our homogeneous model. Representing waste heterogeneities is nevertheless complex. Numerous parameters may vary in space which affect the hydro-thermo-biological behavior of the landfill. Although our model is homogeneous, it showed good sensibility to changes in these parameters and could explain different in-situ observations.
- (e) Simulations of leachate recirculation show that leachate injection increases the saturation of the waste and decreases the VFA concentration. Both phenomena increase the rate of solid degradation and methane production.

## Acknowledgements

The authors wish to thank Dr. Théodore Bouchez and Pr. Vasily Vavilin for their helpful comments on the biological model. This work has been funded by Region Ile de France through the R2DS program and by the ANR through the PRE-CODD Bioreactor program.

## REFERENCES

- Aran, C., 2000. Modélisation des Ecoulements de Fluides et des Transferts de Chaleur au Sein des Déchets Ménagers. Application à la Réinjection de Lixiviats dans un Centre de Stockage, Ph.D. Thesis, Toulouse, INPT.
- Augenstein, D., Yazdani, R., Mansoubi, A., Pacey, J., 1999. Yolo County controlled landfill demonstration. Sardinia, Seventh International Waste Management and Landfill Symposium, St. Margherita di Pula, Cagliari, Italy, vol. 1, pp. 235–242.
- Aziz, K., Settari, A., 1979. Petroleum Reservoir Simulation. Applied Science Publishers, UK.
- Barlaz, M.A., Schaefer, D.M., Ham, R.K., 1989. Applied Environmental Microbiology 55 (1), 55–65.
- Barlaz, M.A., Ham, R.K., 1993. Geotechnical Practice for Waste Disposal, Daniel, D.E., (Ed.), U.S.A.
- Benard, J., Eymard, R., 2005. Boiling in porous media: model and simulations. Transport in Porous Media 60, 1–31.
- El Fadel, M., 1991. Numerical modeling of generation and transport in sanitary landfills, Ph.D. dissertation, Stanford University, Stanford, CA, USA.
- El Fadel, M., Findikakis, A.-N., 1996. Numerical modeling of generation and transport of gas and heat in landfills I. Model formulation. Waste Management and Research 14, 483–504.
- Ehrig, H.J., 1991. Prediction of gas production from laboratory scale tests. Proceeding Sardinia 91, 3rd International Landfill Symposium 1, Cagliari, Italy, pp. 87–114.
- Eymard, R., Gallouët, T., Herbin, R., 2000. The finite volume method. In: Handbook of Numerical Analysis, vol. 7, pp. 715–1022.

- Findikakis, A.N., Leckie, J.O., 1979. Numerical simulation of gas flow in sanitary landfills. *Journal of Environmental Engineering, ASCE* 105, 927-945.
- Gholamifard, S., Eymard, R., Duquennoi, C., 2007. Simulation of two-phase flow in anaerobic bioreactor landfills, *Proceeding of Sardinia, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy*, pp. 777-778.
- Grellier, S., Duquennoi, C., Guerin, R., Munoz, M.L., Ramon, M.C., 2003. Leachate recirculation study of two techniques by geophysical surveys. *Proceedings of Sardinia, Ninth International Waste Management and Landfill Symposium. CISA, Environmental Sanitary Engineering Centre, Italy*, pp. 217-218.
- Halvadakis, C.P., 1983. Methanogenesis in solid-waste landfill bioreactors, PhD Dissertation, Department of civil engineering, Stanford University, Stanford, CA, U.S.A.
- Haarstad, K., 1997. Methane in landfills: production, oxydation and emissions. *Proceeding of Sardinia 97, 6th International Landfill Symposium 4, Cagliari, Italy*, pp. 33-44.
- Lanini, S., 1998. Analyse et modélisation des transferts de masse et de chaleur au sein des décharges d'ordures ménagères. Institut National Polytechnique des Toulouse, Ph.D. Thesis, Toulouse.
- Meima, J.-A., Mora, N., Haarstrick, A., 2007. Sensivity analysis and literature review of parameters controlling local biodegradation processes in municipal solid waste landfills. *Waste Management* 28 (5), 904-918.
- Monod, j., 1942. *Researches sur la Croissance des Cultures Bacterinnes*. Merman et Sie, Paris, France.
- Monod, J., 1949. The growth of bacterial cultures. *Annual Review of Microbiology* III, 371-394.
- Monod, J., 1950. La technique de culture continue. Theorie et applications. *Annal de l'Institut Pasteur* 79, 390-410.
- Novella, P.H., Ekama, G.A., Blight, G.E., 1997. Effects of liquid replacement strategies on waste stabilization at pilot-scale. *Proceeding of 6th Landfill Symposium 1, Calgari, Italy*, pp. 387-396.
- Olivier, F., 2003. Settlement of municipal solid waste in landfill: Site monitoring to modelling, Ph.D. Thesis, Lirigm laboratory, Université Joseph Fourier – Grenoble I, Gronoble, France.
- Pohland, F.G., 1975. Sanitary landfill stabilization with leachate recycle and residual treatments. Georgia Institute of Technology, EPA Grant No. R801397.
- Reinhart, D., Townsend, T., 1997. *Landfill bioreactor design and operation*. Lewis Publishers, New York, NY.
- Thomas, S., 2000. Centres de Stockage de Déchets – Géomécanique des déchets et de leur couverture (Expérimentations sur sites et modélisation). Thèse de doctorat, Laboratoire Lirigm, Université de Grenoble, 327 p.
- Van Genuchten, M.T., 1980. A closed-form equation for predicting the hydraulic conductivity of unsaturated soils. *Soil Science Society American Journal* 44, 892-898.
- Vavilin, V.A., Rytov, S.V., Lokshina, L.Ya. and Rintala, J., 1999. Description of a balance between the rates of hydrolysis and acetoclastic methanogenesis during anerobic digestion of municipal solid waste, in: Mata-Alvarez, J., Tilche, A., Cecci, F., (Eds.) *Proceeding of the 2nd International Symposium for Anaerobic Digestion of Solid Waste 2*, Barcelona, Spain, pp. 1-4.
- Vavilin, V.-A., Lokshina, L.-Ya., Rytov, S.-V., 2000. The (methane) simulation model as the first generic user-friendly model of anaerobic digestion. *Vestnik Moskovskogo Universita, Khimiya, Supplement*, 41 (6), 22-26.
- Vavilin, V.-A., Rytov, S.-V., Lokshina, L.-Ya., 2002. *Distributed Model of Solid Waste Anaerobic Digestion*. Wiley periodical Inc, pp. 66-73.
- Yessiler, N., Hanson, J.L., Liu, W.L., 2005. Heat generation in municipal solid waste landfills. *Journal of Geotechnical and Engineering, ASCE* 131 (11), 1330-1344.



# Thermal behavior of a bioreactor landfill during leachate recirculation

Shabnam Gholamifard<sup>1</sup>, Robert Eymard<sup>2</sup> and Christian Duquennoi<sup>3</sup>

**ABSTRACT:** The goal of a bioreactor landfill is to control gas and liquid flows and to optimize the valorization of waste as well as to decrease the stabilization time and increase the degradation rate by controlling microbiological activity. Enhancement in the biodegradation is usually achieved by re-circulating leachate collected from the bottom of the landfill. This is believed to help the landfill maintaining a wet environment in addition to supply nutrients needed for biodegradation. We have developed a two-phase flow model based on Darcy's law which is coupled with a biological model based on Monod's model. The biological model considers the hydrolysis of biodegradable solid waste, VFA production, growth of biomass and gas and heat production. This model makes it possible to study the coupled behavior of an anaerobic bioreactor landfill in methanogenic phase during leachate recirculation. This paper presents first the mathematical model and numerical methods for heat and gas generation. The model is applied to simulate a real bioreactor landfill in France. It then presents results of thermal numerical simulations comparing them with field experimental results. Finally the authors discuss the results as well as advantages and inconveniences of the model.

## INTRODUCTION

A landfill bioreactor approach has been developed to optimize landfills as biological treatment systems and to reduce the time of landfill stabilization. Fast degradation rate in bioreactor landfills is an attractive feature of this innovative technology (Reinhart and Townsend, 1998). Enhancement in the biodegradation is usually achieved by recirculating the leachate collected from the bottom of the landfill. Recirculation of leachate helps the landfill to maintain a wet environment in addition to the supply of nutrients needed for biodegradation. Leachate recirculation is stimulatory for biodegradation because liquid movement distributes the inocula, minimizes local shortages of nutrients and dilutes potential toxins (Novella et al., 1997). Modeling biological and hydraulic phenomena within bioreactor landfills is a crucial issue to improve the efficiency of engineered landfills. The need to manage landfill sites and to monitor leachate injection and biogas production makes it more and more necessary to be able to predict the behavior of a bioreactor landfill during leachate recirculation. The objective of this work was to develop a numerical model

---

<sup>1</sup>PhD candidate, HBAN research unit, Cemagref d'Antony, Parc de Tourvoie, BP 44, 92163, Antony, France, shabnam.gholamifard@cemagref.fr

<sup>2</sup>Professor, LETEM, Marne-La-Vallée University, Cité Descartes 5, bd Descartes, Champs sur Marne, 77454 Marne La Vallée, Cedex 2, France, robert.eynard@univ-mlv.fr

<sup>3</sup>PhD, HBAN research unit, Cemagref d'Antony, Parc de Tourvoie, BP 44, 92163, Antony, France, christian.duquennoi@cemagref.fr



incorporating basic concepts from hydrodynamics and microbiology to simulate the coupled behavior of a bioreactor landfill during leachate recirculation. The coupled model contains two parts: a two-phase flow model of leachate and biogas based on Darcy's law, using a finite volume method (Benard *et al.* 2005, Eymard *et al.* 2000), and a heat and gas generation model. The two phase flow model is based on mass conservation equations of each liquid phase and the energy conservation equations, considering heat transport by conduction, convection and a heat production term which is an output of the biological model. The development of the biological model of heat and gas production is based on Monod's model for microbial growth (Monod 1942, 1949, 1950), later adapted to anaerobic digestion by Finidikas *et al.* 1979, Straub and Linch 1982, Halvadakis 1983 and El-Fadel *et al.* 1991 and 1996, Vavilin *et al.* 1999, 2000 and 2002). This paper presents first the mathematical formulations and basic assumptions of the model. The model is applied to simulations of a real bioreactor landfill in France. The results of leachate recirculation simulations are presented and discussed, especially in terms of simulated temperature which is compared to measured temperature.

## **METHODS**

### **General assumptions**

The important assumptions of this model are: The landfill is considered as a homogeneous and anisotropic three-phase porous medium. The three phases are solid waste, gas and leachate, where gas is considered as a mixture of CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> with equal percentages. The solid phase of the landfill is considered to be non-deformable which means that we just consider the effects of degradation on gas and heat production and not on deformation and settlement of the landfill. The gas and liquid phases are considered to be immiscible and Darcy's law is applicable for both fluid phases. We assume that there is a thermal equilibrium between the three phases and thermal radiation is neglected. Finally to simplify the model and to avoid having a long list of undefined parameters, only one type of biomass (methanogenic biomass) is considered in the biological model.

### **Biological model**

The biological model is explained in Fig. 1 and by Eq. 1 to 4. This figure shows the succession of different steps: degradation of the solid substrate (hydrolysis), production of volatile fatty acids (VFA) from hydrolysis and finally methanogenic biomass and biogas production. VFAs serve as precursor for methane production. High VFA concentrations inhibit both methanogenesis and hydrolysis/acidogenesis (Vavilin *et al.* 2002).

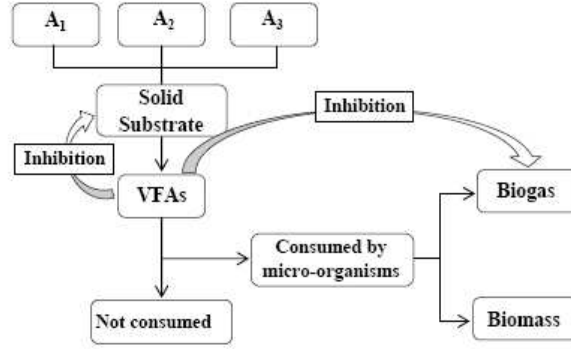


Fig. 1. Simplified biological model of digestion of solid waste

Solid substrate:

$$\frac{dA}{dt} = -\sum_{i=1}^3 [A_i \cdot \lambda_i(T) \cdot fs] \quad (1)$$

VFA:

$$\frac{dA_s}{dt} = -\beta \frac{dA}{dt} - \mu_{App}(T) \cdot gs \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X - \alpha_A \cdot q \cdot \frac{dA_s}{dZ} \quad (2)$$

Biomass:

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \left( \underbrace{\mu_{App}(T)}_{Birth} \cdot gs \cdot \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \cdot X \right) - \underbrace{K_d(T)}_{Decay} \cdot X - \alpha_X \cdot q \cdot \frac{dX}{dZ} \quad (3)$$

Biogas:

$$\frac{dB}{dt} = (1 - Y) \mu_{App}(T) \cdot gs \cdot \left( \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \right) \cdot X \quad (4)$$

$\beta$  is a stoichiometric coefficient,  $\alpha$  is the fraction of VFA and biomass transferred by liquid flow,  $q$  is the volumetric liquid flow rate per surface area,  $K_{S_A}$  is half saturation constant for acidogenesis ( $kg/m^3$ ) and  $Y$  is the methanogenic biomass formed per mass of VFA utilized ( $kg/kg$ ). In this model we have divided the *growth rate* (introduced in the literature with Rosso's law) into two curves: birth and decay rates and the growth rate will be the subtraction of decay rate from birth rate. Using this definition we have introduced an exponential birth curve (Meima et al., 2007) with a maximum at 40°C which is close to the optimum temperature of mesophilic bacteria. Decay rate as a function of temperature is defined by a S shape curve with a maximum at 46°C. The growth curve obtained from these two curves matches very well the curves which are usually presented in the literature as net growth rate of methanogenic bacteria (the positive side). So in this model  $K_d(T) = K_{d_{max}} \cdot dD / dT$  and  $\mu_{App}(T) = \mu_{max} \cdot Y \cdot gs \cdot \frac{A_s}{K_{S_A} + A_s} \cdot dGr / dT$  are the decay and birth rates of methanogenic biomass ( $day^{-1}$ ), respectively, where  $K_{d_{max}}$  and  $\mu_{max}$  are the maximum decay and birth

rates of methanogenic biomass ( $day^{-1}$ ) at optimal temperature.

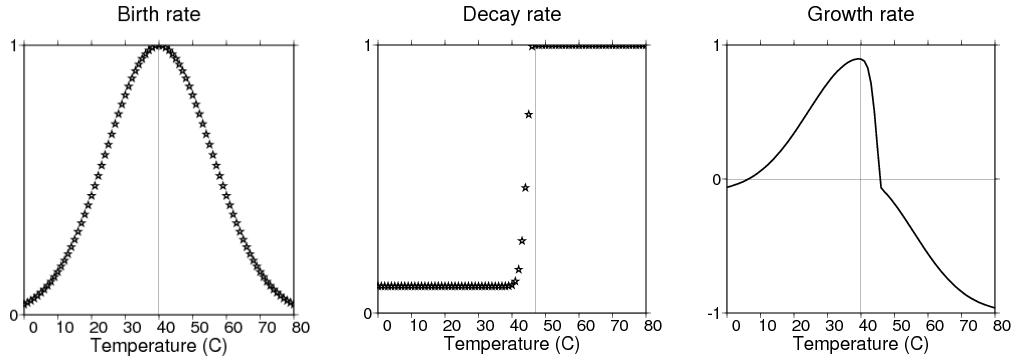


Fig. 2. Birth, decay and growth rate of the biomass as a function of temperature

The heat generation rate is defined as follow:

$$\alpha_q = \beta \frac{H_{hyd}}{M_{VFA}} \cdot \frac{dA}{dt} + \frac{H_{meth}}{M_{meth}} \cdot \frac{\alpha_b}{2}, \quad (5)$$

where  $H(KJ)$  is the energy released per mole of VFA/methane produced and  $M$  is the molar mass of VFA/methane.  $\alpha_b$  is the biogas production rate ( $dB/dt$ ). As there is a large set of reactions with different enthalpy release during biogas production, we can find a large range of values for  $H_{meth}$  in the literature (Lanini, 1998; Aran, 2000; Augenstein *et al.*, 1999; El-Fadel *et al.*, 1996). In this model we used the following values for heat production:  $H_{hyd} = 170$  and  $H_{meth} = 80$  KJ/mol.

### Numerical techniques

The numerical solution of the mathematical model is obtained using a finite volume method, which consists in a set of nonlinear discrete balance equations in grid blocks, coupled with the conservation equations. This system is solved using Newton's method (Benard *et al.* 2005; Eymard *et al.* 2000). The advantage of this method over other methods for solving the conservation equations is that non structured grid blocks can be solved as well as structured ones and there is flux conservation between two control volumes K and L, which can be expressed by relation:  $F_{K,L}^n = -F_{L,K}^n$ . Considering a finite volume mesh of the domain, consisting of N grid blocks indexed by ( $i = 1, \dots, N$ ), the volume of cell  $i$  is denoted by  $V_i$ . The subscript  $j$  stands for any cell having a common interface  $i|j$  with cell  $i$ . Equation 6 gives, after time and finite volume discretization, a set of coupled nonlinear equations (Eymard *et al.*, 2000):

$$V_i \frac{m_{P_i}^{n+1} - m_{P_i}^n}{t^{n+1} - t^n} + \sum_{i|j} F_{wij}^{n+1} = 0 \quad (6)$$

$$V_i \left[ T_i^{n+1} \frac{\eta_{hi}^{n+1} - \eta_{hi}^n}{t^{n+1} - t^n} + \sum_{P=l,g} g_{P_i}^{n+1} \frac{m_{P_i}^{n+1} - m_{P_i}^n}{t^{n+1} - t^n} \right] + \sum_{i|j} F_{hij}^{n+1} = \bar{Q}_i^{n+1}$$

where  $\bar{Q}_i^{n+1}$  is the heat source term in grid block  $i$ . The water flux  $F_{wij}^{n+1}$  and the energy flux  $F_{hij}^{n+1}$  across the interface  $i|j$  are evaluated using an implicit finite difference scheme with respect to the pressures, the saturations and the temperatures of grid blocks  $i$  and  $j$ . For each time step, we applied an adapted Newton's method to find an approximate value of thermodynamic and hydraulic unknowns of the whole system of equations (saturation, pressure and temperature).

## RESULTS

We used a homogeneous two dimensional model on a rectangular  $80m \times 10m$  domain. The boundary conditions are defined as follow: a zero-flux condition on the top horizontal boundary; zero-flux condition on the vertical boundaries and atmospheric pressure (perfect drainage) on the bottom horizontal boundary. The temperature is  $15^\circ\text{C}$  on both vertical and base boundaries, and  $25^\circ\text{C}$  on the top boundary. The results of temperature changes during leachate recirculation are presented at two different depths under the top clay cover and are compared to the site data. Site data are obtained from temperature sensors placed at different depths under the top clay layer at about one meter horizontal distance from the injection line. To install the temperature sensors, five meters long and three meters deep trenches have been excavated near the injection lines and the sensors have been installed on vertical lines at 0m, -1m, -2m and -3m under the top cover layer. Then the trenches have been backfilled with compacted waste to avoid density heterogeneities, as much as possible. Waste settlement and aging of materials can cause disconnection problems in sensors and measurement errors. For these reasons only part of the sensors are still operating after about seven years and little data are available. The maximum error of these sensors when manufactured is  $0.3^\circ\text{C} + 0.005T$ , where  $T$  is the measured temperature.

The injection parameters are presented in Table 1. Earlier works of the authors (Gholamifard et al., 2007 and 2008) show that hydraulic parameters as porosity, hydraulic conductivity and also recirculation discharge and leachate temperature are key parameters affecting temperature variation trends under injection points. Many numerical simulations have been taken out to estimate the best values for these parameters. For this model we used a porosity and a hydraulic conductivity of 30 percent and  $1e-4\text{m/s}$ , respectively. Unfortunately, leachate temperature was not measured but is believed to be close to the outdoor temperature because leachate used for recirculation was stored in an open pond on the landfill site. The best

leachate temperature values we have deduced from test numerical simulations are 3°C and 8°C, respectively for the first and second injection. The initial waste temperature is about 33°C at  $z = -1\text{m}$ , from measured site data. Waste temperature data are available up to two days after the second injection.

Table 1. Injection parameters

Parameters	First injection	Second injection
Injection duration	4h00	2h10
Discharge ( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	6.0	11.0
Outdoor Temperature ( $^{\circ}\text{C}$ )	2.6	10.7

Thermal parameters as waste heat capacity and thermal conductivity are estimated with the use of a series of numerical simulation. We observed that the best value for thermal conductivity is between 0.6 and 0.8 W/m.K (Aran 2000 proposed a value between 0 and 0.8 W/m.K and Yessiller et al., 2005 used 1 W/m.K). The numerical results presented in Fig. 2 are obtained in grid elements situated at  $-0.8\text{m}$  and  $-1.6\text{m}$  under the top clay cover and a 1m distance from the injection point and appear to be the closest curves to the site data at  $-1\text{m}$  and  $-2\text{m}$ . It should be considered that with waste settlement and degradation effects on the situation of the temperature sensors, we could not be sure that these sensors are still in the exact initial positions that are mentioned in the reports. Site temperature results are presented in Fig.3 with two thin solid lines which are:  $T_{\text{Site}} \pm (0.3 + 0.005.T_{\text{Site}})$ , to consider the possible errors of measurement. It should be noted that this error is the manufacture error and the effects of aging and disconnection are not considered in it.

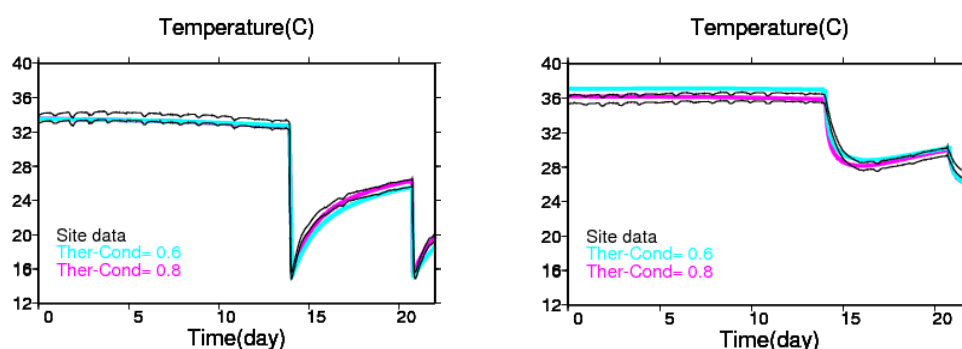


Fig. 3. Temperature changes during leachate recirculation at  $z = -1\text{m}$  (left) and  $z = -2\text{m}$  (right) compared to site data, using two values of thermal conductivity

As we can see in Fig. 3, the best value for this model is 0.8 W/m.K which matches the best to site data especially at depth  $-1\text{m}$ . Waste heat capacity for this landfill is

estimated between 1000 and 1100 J/K.kg which is in the range of values proposed by different authors (Meima et al., 2007). As the model presented herein is a homogeneous model, it can not consider the effects of heterogeneity of thermal and hydraulic parameters which are believed to affect the measured site data.

## CONCLUSION AND DISCUSSION

We have developed a numerical 3D model using finite volume method to simulate bioreactor landfills during leachate recirculation. A two dimensional problem of leachate injection and temperature variation is presented in this work. The model contains two parts which are coupled with each other: a two phase flow model based on Darcy's law and a biological model based on Monod's model (1949) which considers biogas production via hydrolysis of biodegradable solid waste and VFA production. Numerical simulations of a real bioreactor landfill have been taken out to study its thermal behavior during leachate recirculation. The results show that the stationary condition of temperature which is observed in the field data before leachate recirculation is a result of thermal exchanges with external temperature and also of bacterial activity which is in turn affected by temperature changes. Thermal conductivity and heat capacity of waste are very important parameters which influence temperature changes during and after leachate recirculation. Sensivity analysis leads to thermal conductivity ranging between 0.6 and 0.8 W/m.K and heat capacity ranging between 1000 and 1100 J/K.kg for this specific bioreactor landfill. The site temperature data are only available up to three meter deep. This makes it impossible to study the thermal behavior of deeper layers and especially the maximum temperature reached in depth. Knowledge of temperature in deeper layers would lead to a better understanding of thermal behavior of methanogenic bacteria, a better idea of their birth and decay curves, as well as thermal parameters of the top cover layer.

As a next step of this work, the model should be validated by more site data and experimental results. The biological behavior of a real bioreactor landfill should be discussed using this model. Both long term behavior and short term behavior during leachate recirculation episodes should be investigated.

## REFERENCES

- Aran, C. (2000). Modélisation des écoulements de fluides et des transferts de chaleur au sein des déchets Ménagers, application à la réinjection de lixiviat dans un centre de stockage, PhD Thesis, Toulouse, INPT.
- Augenstein, D., Yazdani, R., Mansoubi, A. and J. Pacey. (1999). Yolo County controlled landfill demonstration, *Sardinia 1999, Seventh International Waste Management and Landfill Symposium*, St. Margherita di Pula, Cagliari, Italy.
- Benard, J. and R. Eymard. (2005). Boiling in Porous Media: Model and Simulations, *Transport in Porous Media*, 60, 1–31.
- El Fadel, M. (1991). Numerical modeling of generation and transport in sanitary

- landfills PhD dissertation, Stanford University, Stanford, CA, USA.
- El Fadel, M. and A. N. Findikakis. (1996). Numerical modeling of generation and transport of gas and heat in landfills I. Model formulation, *Waste Management and Research*, 14, 483-504.
- Eymard, R. and T. Gallouët. (2000). The Finite Volume Method, *Handbook of Numerical Analysis*, 7, 715-1022.
- Gholamifard, S., Duquennoi, C. and R. Eymard. (2007). Simulation of two-phase flow in anaerobic bioreactor landfills, *Proceeding Sardinia*, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy.
- Gholamifard, S., Eymard, R. and C. Duquennoi. (2008). Modeling thermal and biological behavior of bioreactor landfills in stationary conditions before leachate injection, *The 23rd International Conference on Solid Waste Technology and Management*, Philadelphia, PA, U.S.A.
- Halvadakis, C. P. (1983). Methanogenesis in solid-waste landfill bioreactors, PhD Dissertation, Department of civil engineering, Stanford University, Stanford, CA, U.S.A.
- Lanini, S. (1998). Analyse et modélisation des transferts de masse et de chaleur au sein des décharges d'ordures ménagères, Institut National Polytechnique des Toulouse, PhD Thesis, Toulouse.
- Meima, J. A., Mora, N. and A. Haarstrick. (2007). Sensivity analysis and literature review of parameters controlling local biodegradation processes in municipal solid waste landfills, *Waste management*.
- Novella, PH., Ekama, GA. and GE. Blight. (1997). Effects of liquid replacement strategies on waste stabilization at pilot-scale, *Proceeding 6<sup>th</sup> Landfill Symposium*, 13-17 October, Calgari, Italy, 1, 387-396.
- Reinhart, D. and T. Townsend. (1997). Landfill bioreactor design and operation, Lewis Publishers, New York, NY.
- Vavilin, V. A., Rytov, S. V., Lokshina, L.Ya. and J. Rintala. (1999). Description of a balance between the rates of hydrolysis and acetoclastic methanogenesis during anerobic digestion of municipal solid waste, *In J. Mata-Alvarez, A. Tilche, F. Cecci (ed.), Proceeding of the 2<sup>nd</sup> International Symposuim for anaerobic Digestion of Solid Waste*, Barcelona, Spain, 2, 1-4.
- Vavilin, V. A., Lokshina, L.Ya. and S. V. Rytov. (2000). The (methane) simulation model as the first generic user-friendly model of anaerobic digestion, *Vestn Mosk Univ Khim Suppl*, 41, 22-26.
- Vavilin, V. A., Rytov, S. V., Lokshina, L.Ya., Pavlostathis, S. G. and M. A. Barlaz. (2002). Distributed model of solid waste anaerobic digestion, Wiley Periodicals, 66-73.

# SIMULATION OF TWO-PHASE FLOW IN ANAEROBIC BIOREACTOR LANDFILLS

S. GHOLAMIFARD\*, C. DUQUENNOI\* AND R. EYMARD\*\*

\* *HBAN Research Unit, CEMAGREF, Antony, France*

\*\* *LETEM, Université de Marne-La-Vallée, Val de Marne, France*

**SUMMARY:** Early efforts to model the hydrodynamics of municipal solid waste landfills were based on Richards's law. These series of models consider a two-phase flow of gas and liquid in waste, considered as a porous medium. To simplify the model, gas pressure in the landfill is considered to be constant. These models can be used when dynamics of gas flow could be neglected. On the other hand, when we have leachate recirculation in a landfill, it is necessary to consider dynamics of gas flow to model the real behaviour of leachate flow. In this work we have developed a finite volume model of two-phase flow based on Darcy's law, considering biogas and heat production in anaerobic phase. This paper presents first the mathematical model of coupled flow and heat transport. The hydrodynamical model is then validated by the analytical solutions. It then discusses the selection of important parameters, using site results of electrical resistivity and back analysis. Finally it represents the results of numerical simulation of a real landfill and the strength and limitations of the model are discussed.

## 1. INTRODUCTION

The main goal of bioreactor landfills is to accelerate the biological stabilization of the solid waste with the basic process of leachate recirculation. The need to manage landfill sites and to monitor biogas production and leachate injection makes it more and more necessary to be able to predict the behaviour of a bioreactor landfill during leachate recirculation. Mathematical models could be used to optimize the volumes of injected leachate, injection duration and discharge flow as well as the number of injection lines in a landfill site and their distances.

We have developed a multiphase flow model of a bioreactor landfill, using a finite volume method (Benard et al., 2005; Eymard et al., 2000), which considers heat and gas generation. Models for gas and heat generation in landfills are generally based on the classical Monod's (1949) model for bacterial growth, adapted later by Findikakis *et al.* (1979), Straub & Linch (1982) and Halvadakis (1983) to waste degradation. These models are generally functions of water content of each biodegradable component of the waste which is assumed to be constant in time. On the other hand, bioreactor landfills are usually based on leachate recirculation. Under this condition, water content of waste components changes. So it is necessary to introduce a function of saturation for gas and heat production terms, which therefore change during leachate recirculation.

Here we first develop the mathematical model of two-phase flow with biogas and heat production, introducing the numerical techniques to solve the conservation equations. The model



is then validated by analytical solutions based on the Buckley-Leverett equations. Then we introduce the parameters which are chosen basically from bibliographical researches and are used for the bioreactor model. Finally numerical results are presented and compared with field results during and after periods of leachate injection. Measurements were made on site using a non-destructive non-intrusive method called "Electrical resistance Tomography" (ERT) which is an indirect mapping of saturation (Moreau *et al.*, 2003; Grellier *et al.*, 2003).

## 2. DESCRIPTION OF THE MODEL

### 2.1 Mass conservation and energy equations

The landfill is considered as a homogeneous and anisotropic three-phase porous medium. The three phases are solid waste, gas and leachate, where gas is considered as a mixture of CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> with equal percentages. The solid phase of the landfill is considered to be non-deformable with no consolidation which means that we just consider the effects of degradation in gas and heat production and not in deformation and settlement of the landfill. The gas and liquid phases are considered to be immiscible and Darcy's law is applicable for both fluid phases. We assume that there is a thermal equilibrium between the three phases and thermal radiation is neglected. Using Darcy's law, the mass conservation equation for each phase writes:

$$\frac{\partial m_p}{\partial t} + \nabla \cdot \left[ \rho_p \frac{k_{rp} k}{\mu_p} (-\nabla P_p + \rho_p g) \right] = \alpha_{bp}, \quad (1)$$

where  $m_l = \phi S \rho_l$ ,  $m_g = \phi(1-S) \rho_g$  are the masses of phase  $P = l, g$  per porous volume unit ( $kg/m^3$ ),  $\alpha_b$  is the production rate for each phase,  $S$  is the liquid saturation and  $\phi$  and  $k$  are the porosity and absolute permeability of the porous medium (landfill waste).  $\rho_p$ ,  $k_{rp}$  and  $P_p$  are the density, relative permeability and pressure for phase p. The gas density is defined by the perfect gas law,  $\rho_g = \frac{M_g P_g}{RT}$ , where  $M_g$  is the molecular mass of the mixture of methane and carbon dioxide and  $R$  is the universal gas constant. The gas pressure is defined as the sum of the liquid and capillary pressure.

For the capillary pressure and relative permeability, we have used the Van Genuchten's model (1980) with the parameters which are proposed for landfilled municipal waste (Aran, 2000; Kling *et al.*, 2006). The energy equation can be written as followed:

$$T \frac{d\eta}{dt} + \sum_{p=l,g} g_p \frac{dm_p}{dt} = -\nabla \cdot (h_p \rho_p V_p) - \nabla \cdot q + \alpha_q, \quad (2)$$

$V_p$ ,  $h_p(P_p, T)$ ,  $q$ ,  $g$ ,  $T$  and  $\alpha_q$  are respectively the Darcy's velocity of phase p, the enthalpy per mass unit of phase p, the conductive heat flux, the gravity acceleration, the temperature and the heat source terms.  $g_p$  is defined as:  $g_p(P_p, T) = h_p(P_p, T) - T\eta_p(P_p, T)$ .  $\eta_p(P_p, T)$  is the entropy per mass unit of phase p.

### 2.2 Biodegradation model

Municipal solid waste is composed of different types of materials characterized by different substrate utilization rates by the micro-organisms, so the total gas generation rate is estimated as

the sum of the rates of gas generation from the individual refuse components. The biodegradation rate could be represented by Monod's classic model in which water content of each component is considered to be constant. We modified this model using an empirical function of saturation,  $f(S)$  of bacterial activities. The rate of degradation can be written as:

$\frac{dA_i}{dt} = A_i \cdot \lambda_i(T) \cdot f(S)$ ,  $A_i$  is the fraction of each component (i=1: rapidly biodegradable, i=2: fairly biodegradable and i=3: slowly biodegradable) and  $\lambda_i(T)$  is the degradation kinetics for each component  $A_i$  which is defined by Arrhenius Law:  $\lambda_i(T) = \beta_i \exp(-Ea_i / RT)$ . Here  $\beta_i$  ( $\text{sec}^{-1}$ ) is a constant and  $Ea_i$  is the activating energy of each component.

Biogas production is defined by the exponential law, proposed by Halvadakis (1983) which is principally defined for the anaerobic phase of degradation (Findikakis *et al.* 1987):  $\alpha_b = C_{Tb} \frac{dA_i}{dt}$ .  $C_{Tb}$  is the potential biogas production and  $\alpha_b$  is the rate of biogas production. The heat production rate is obtained by the relation:  $\alpha_q = H \frac{1}{2M_b} \alpha_b$ .  $H$  is the energy released for each mole of methane which is produced during degradation and  $M_b$  is the molar mass of biogas.

## 2.3 Modelling parameters

Different values are proposed in the literature for the porosity and hydraulic conductivity of MSW. The choice of values of porosity and hydraulic conductivity is based on the estimations from the site data and resistivity charts, considering the range of values proposed by different authors (Korfiatis *et al.*, 1984; Oweis *et al.*, 1990; Bleiker *et al.*, 1993; Beaven *et al.*, 1995; Lanini, 1998; McCreanor *et al.*, 2000; Hudson *et al.*, 2001 and Franck *et al.*, 2006). The hydraulic parameters are chosen as: a porosity of 15%, a hydraulic conductivity equal to  $5.0E-5$  (m/sec) and a residual saturation equal to 0.35. For Van Genuchten parameters we have  $m = 1 - (1/n) = 0.8718$  and  $\alpha / \rho g = 10E - 4(Pa)$ .

### 2.3.1 Saturation function

The saturation function is introduced into degradation kinetics,  $\lambda_i(T, S)$  to make it possible to consider the saturation changes during leachate recirculation in the biodegradation model. Definition of the saturation function is based on existing empirical knowledge: Below a minimum saturation which is essential for bacterial activities, degradation and biogas production are inhibited. Biogas production increases with saturation to reach its maximum value near the saturation at field capacity until the complete saturation. The saturation function which is used in our model is based on the earlier model of Gil Diaz *et al.* (1995).

## 3. NUMERICAL TECHNIQUES

The numerical solution of the mathematical model is obtained using a finite volume method, which consists in a set of nonlinear discrete balance equations in grid blocks, coupled with the conservation equations. This system is solved using Newton's method (Benard *et al.* 2005; Eymard *et al.* 2000). The advantage of this method over other methods for solving the conservation equations is that the non structured grid blocks could be solved as well as the structured ones and there is flux conservation between two control volumes K and L, which can be expressed by this relation:  $F_{K,L}^n = -F_{L,K}^n$ . Considering a finite volume mesh of the domain,

consisting of  $N$  grid blocks indexed by  $(i = 1, \dots, N)$ , the volume of the cell  $i$  is denoted by  $V_i$ . The subscript  $j$  stands for any cell having a common interface  $i|j$  with the cell  $i$ . Equations 1 and 2 give, after time discretization and finite volume discretization, a set of coupled nonlinear equations (Eymard et al., 2000):

$$\begin{cases} V_i \frac{m_{Pi}^{n+1} - m_{Pi}^n}{t^{n+1} - t^n} + \sum_{ij} F_{wij}^{n+1} = 0 \\ V_i \left[ T_i^{n+1} \frac{\eta_{hi}^{n+1} - \eta_{hi}^n}{t^{n+1} - t^n} + \sum_{P=l,g} g_{Pi}^{n+1} \frac{m_{Pi}^{n+1} - m_{Pi}^n}{t^{n+1} - t^n} \right] + \sum_{ij} F_{hij}^{n+1} = \bar{Q}_i^{n+1} \end{cases} \quad (3)$$

where  $\bar{Q}_i^{n+1}$  is the heat source term in grid block  $i$ . The water flux  $F_{wij}^{n+1}$  and the energy flux  $F_{hij}^{n+1}$  across the interface  $i|j$  are evaluated using an implicit finite difference scheme with respect to the pressures, the saturations and the temperatures of grid blocks  $i$  and  $j$ . For each time step, we applied an adapted Newton method to find an approximate value of thermodynamic and hydraulic unknowns of the whole system of equations. This method, classically used in the oil reservoir simulation setting (Aziz et al., 1979), appears to be very stable and efficient for solving the conservation equations of mass and energy.

#### 4. ANALYTICAL VALIDATION OF THE NUMERICAL METHOD

An analytical solution is used to validate the two-phase flow model. This analytical solution is based on a one dimensional linear fractional flow, described by Buckley-Leverett's one dimensional equations (Willhite, 1986). The important assumptions for the analytical solutions are: one dimensional linear flow, the fluids are incompressible and immiscible, the porous medium is not deformable, the displacements are based on Darcy equations and finally the capillary pressure is neglected. To validate our model we consider a vertical model of gas and water flow with gravity force. Applying Darcy's law for linear flow of water and gas with an injection flow rate  $q$ , the vertical fractional flow of water is expressed as:

$$f_w(S) = \frac{\left( \frac{k_{rl}(S)k}{\mu_l} \cdot \frac{k_{rg}(S)k}{\mu_g} \Delta\rho g \right) + q \frac{k_{rl}(S)k}{\mu_l}}{\frac{k_{rl}(S)k}{\mu_l} + \frac{k_{rg}(S)k}{\mu_g}} \quad (4)$$

A vertical one dimensional column is modelled to be compared with the analytical solution. Half of this column is fully saturated with water and the other half has saturation equal to 0.7 (see Figure 1). The porosity of the porous medium is 20%, the absolute permeability is  $k = 1.0e^{-11}(m^2)$  and a residual saturation equal to 0.7 is considered to be used in Van Genuchten's equations for relative conductivities of water and gas. The maximum saturation is equal to 0.97, above which the mobility of gas is inhibited. Other Van Genuchten parameters are presented in section 2.3. An atmospheric pressure is applied at the left and there is no injection.

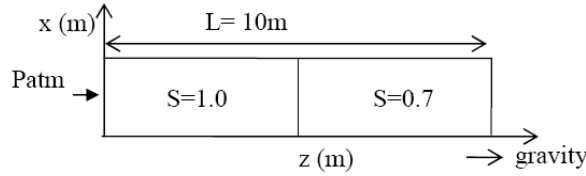


Figure 1. Dimensions and initial conditions for saturation in the one dimensional column

Using Equation 4, considering  $q = 0$ , the concave hull of fractional flow,  $\hat{f}(S)$ , could be plotted as presented in Figure 2 (left). The derivation of the concave hull is denoted as  $\hat{f}'(S)$ , which is presented in Figure 2 (right).

From the concave hulls, the saturation of the shock fronts is obtained as  $S_1^* \approx 0.9204$  and  $S_2^* \approx 0.9060$ , respectively for the first and second shock. The speed of propagation of the shocks is determined by Rankine- Hugoniot condition:

$$f'(S_1^*) = \frac{[f(1) = 0] - f(S_1^*)}{1 - S_1^*} \quad \text{and} \quad f'(S_2^*) = \frac{f(S_2^*) - [f(0.7) = 0]}{S_2^* - 0.7}.$$

The values are found as  $-1.4e^{-3}$  and  $5.64e^{-4}$  (applying the porosity of the porous medium), respectively for the first and second shocks. Knowing the saturation of the two shocks the profile of the analytical solution is obtained, as presented in Figure 2 (right).

The displacement of the two-phase flow can be plotted in time using the speed of propagation of each shock. The numerical and analytical results are presented in Figure 3 for different steps of time. The analytical solution is plotted in full lines. Figure 3 shows that there is an agreement between numerical and analytical results for a vertical model of two-phase flow.

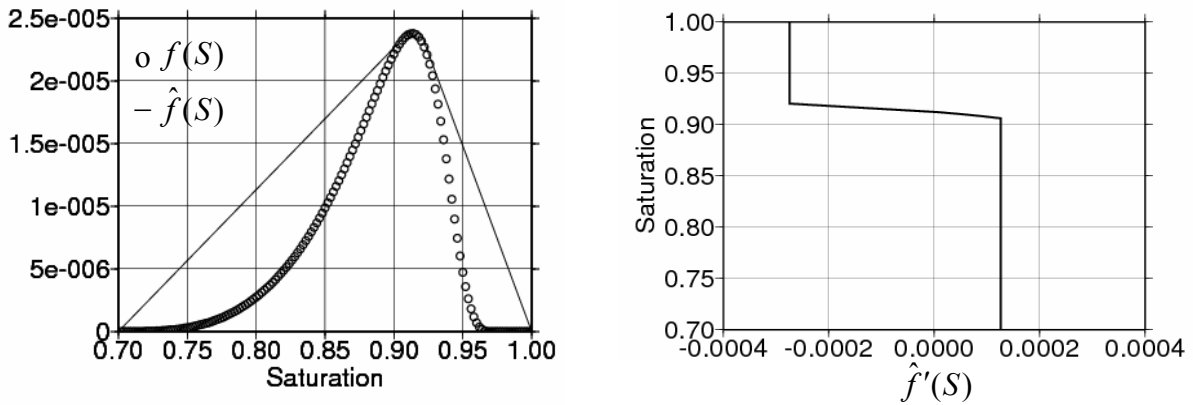


Figure 2. Concave hull of fractional flow (left) and Profile of the analytical solution (right)

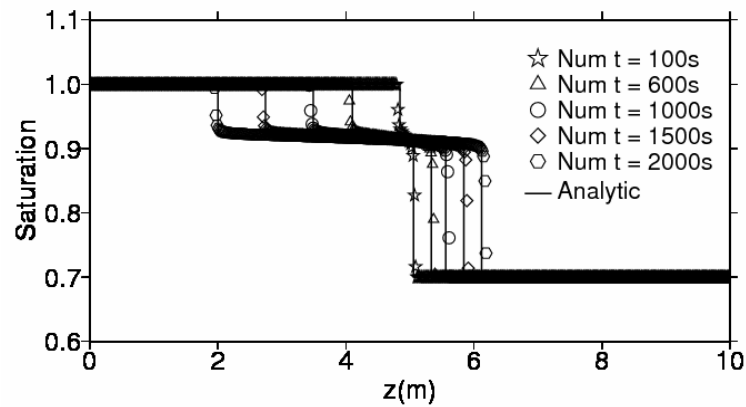


Figure 3. Numerical and analytical results for a two-phase flow

## 5. COMPARISON BETWEEN NUMERICAL AND IN-SITU RESULTS

### 5.1 Description of the site

The landfill site includes a 5000m<sup>2</sup> monitored bioreactor cell. A leachate recirculation network has been designed in order to have a regular leachate distribution through horizontal drains under the cell cover. The monitored cell is 6-12m in depth, with five leachate recirculation lines. The last injection operation was conducted with a one-week interval. The injection parameters are presented in Table 5.1 for two injection operations.

### 5.2 Simulation results and discussion

We have used a homogeneous two-dimensional 90m x 12m model to study the hydrodynamical behaviour of the bioreactor site during leachate injection and recirculation, with a zoom on the injection point. Boundary conditions are: zero-flux condition on top horizontal boundary except an injection point at the same location as on site; zero-flux condition on vertical boundaries and atmospheric pressure (perfect drainage) on bottom horizontal boundary. Discharge flow and injection duration are the same as the values in Table 5.1. Initial conditions are atmospheric pressure and a temperature of 33°C, according to the site results.

#### 5.2.1 Initial saturation

As there is no way to measure the saturation of different parts and layers of a landfill without disturbing the site, we have decided to use electrical resistivity measurements which is a function of saturation in order to have an estimation of the initial saturation. The non-destructive method to measure the electrical resistivity is the « Electrical Resistance Tomography » (ERT) method which consists in carrying out series of measurements by commutating the electrodes, placed on the site preliminarily (Grellier 2005).

Table 5.1 Injection parameters

Parameters	First recirculation	Second recirculation
Injection duration	4h	3h10
Discharge (m <sup>3</sup> /hr)	6.0	11.0
Outdoor Temperature (°C)	2.6	10.7

The results of the electrical resistivity measurements during leachate injection are presented in Figure 4, in terms of differential resistivity from a reference time before leachate injection. The negative values show the reduction of the values comparing to the reference time. This reduction can be explained by an increase of saturation. A number of numerical simulations were undertaken with different initial saturations and anisotropy coefficients between horizontal and vertical permeability in order to approximate to the same dimensions of the resistivity bulbs (about 10m wide and 9-10m long).

The results presented in Figure 4 are for an initial saturation of 45% and anisotropy of 0.02 (Horizontal/Vertical), which matches the best with electrical resistivity results. This estimation is based on the assumption that there is a direct and fairly linear relationship between electrical resistivity and saturation of the landfill which is not completely true. However this assumption makes it possible to have an estimation of the initial saturation value which can not be easily defined, without disturbing the site.

As our model is homogenous, we can not see the heterogeneity effect and preferential flows in the saturation results which are produced by the components with different permeability. This is why comparing to the resistivity results we have a complete gravitational flow without any inclination. Comparing the dissipation kinetics of resistivity and saturation bulbs between second leachate injection day and two days after, we observe 35% reduction in electrical resistivity from -50% to -15% which could be compared to 28% of saturation dissipation from 94% to 66%. Hereafter we will study the important role of porosity and hydraulic conductivity on the hydrodynamical results.

### 5.2.2 Porosity

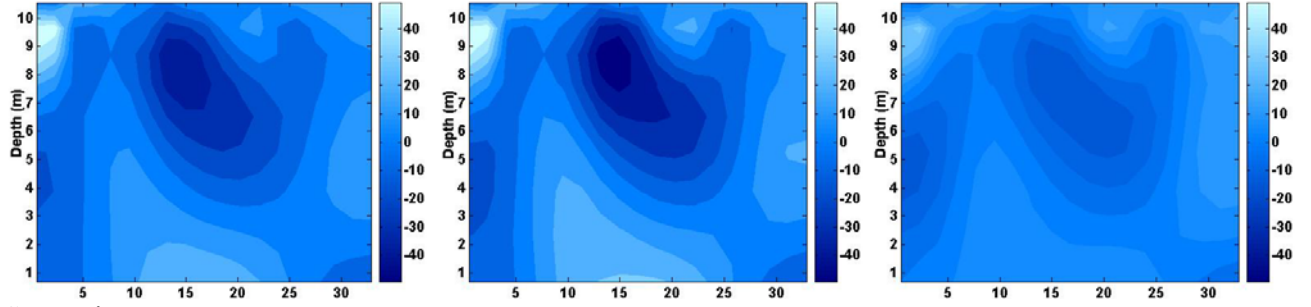
The choice of porosity for the simulation is based on the pressure values of the injection point. Figure 5 shows the ratio of the pressure of the injection point to the atmospheric pressure during and after leachate injection. We can see that during the second injection the pressure of the injection point exceeds the atmospheric pressure for the smaller porosities, which means that a backpressure is needed to inject the leachate. On the other hand we know that the leachate injection on the landfill site is under gravitational forces and there is no backpressure for injection. So considering the pressure of the injection point and the dimensions of the resistivity bulbs a value of 15% is chosen for the bioreactor model.

### 5.2.3 Hydraulic conductivity

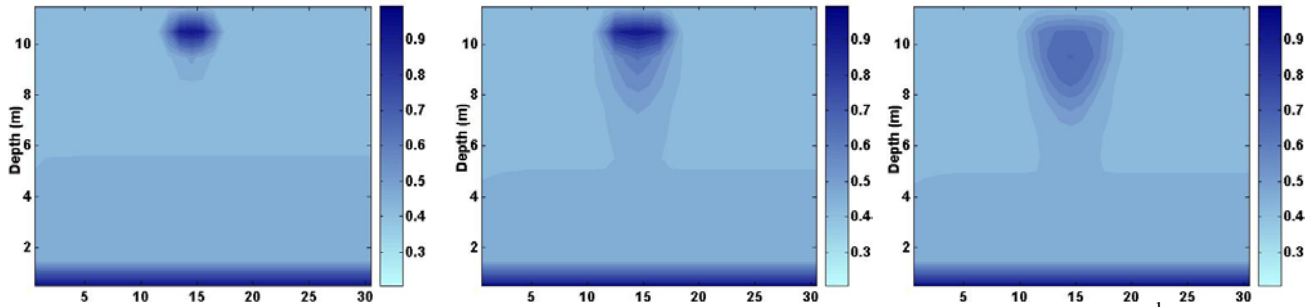
The numerical results for three values of hydraulic conductivity,  $5.0e-4$ ,  $5.0e-5$  and  $5.0e-6$ , show that for the higher values of this parameter, most of the injected leachate moves rapidly downward the landfill, the injection point being under atmospheric pressure. On the other hand with the smaller values of hydraulic conductivity the injected water remains very near to the injection point even after two days of injection and water pressure is always higher than atmospheric pressure. The pressure at the injection point can reach more than twice the atmospheric pressure for a discharge of  $11m^3/hr$ .

As the real landfill is an anisotropic medium in which the hydraulic conductivity and porosity changes with depth from the top layer, a numerical modelling was carried out to consider the changes of these values as a function of depth. The porosity and hydraulic conductivity change respectively from 0.2 and  $5.0e-4$  at the top to 0.1 and  $5.0e-6$  at the bottom of the model. Figure 6 shows that a model with variable hydraulic conductivity and porosity leads to less saturated bulbs which are dissipated faster than the model with average values. All the pressure ratios are smaller than one for the model with variable hydraulic conductivity and porosity.

Electrical resistivity



Saturation



a) First injection

b) Second injection

c) 2 days after the 2<sup>nd</sup> injection

Figure 4. In-Situ and numerical modelling results for electrical resistivity and saturation during leachate recirculation

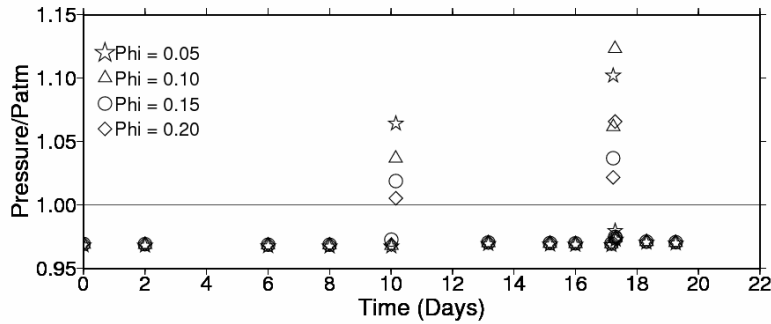


Figure 5. Ratios between pressure of the injection point and atmospheric pressure for different porosity values

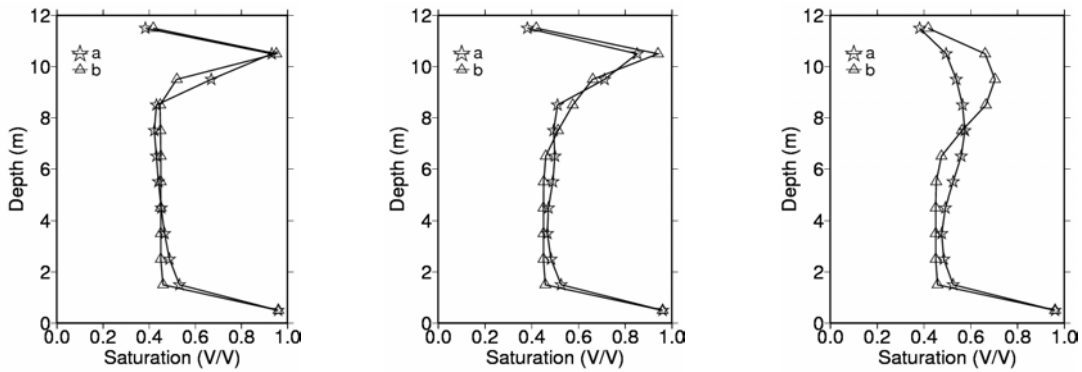


Figure 6. Comparison of saturation results of a) a model with variable hydraulic conductivity and porosity and b) homogeneous model with  $\phi = 0.15$  and  $Hyd - con = 5e - 5$

## **6. CONCLUSIONS**

In this paper we have presented a numerical model of two-phase flow, applied to an anaerobic bioreactor landfill with leachate recirculation. This model is successfully validated by analytical solutions based on the Buckley-Leverett equations and Darcy's law, which is an advantage comparing to the models based on Richard's equations. The results of numerical simulation show that our model is able to reproduce changes and dissipations of saturation in a bioreactor landfill during leachate recirculation. Using this model to reproduce site results leads to find out that initial saturation is a very important parameter with a remarkable effect on the dimension of saturated zone around the injection point. Knowing this parameter in a bioreactor site leads to optimise the volume of injected leachate to reach the field capacity, where the biodegradation is optimal. Our results show that the injection process is more efficient in higher initial saturation values. This model is also very sensible to the changes of hydraulic conductivity and porosity, which are important parameters in hydrodynamical behaviour of a landfill. Changes of these values could lead to excessive pressure at the injection points. Considering that leachate injection on the real site was done under gravitational force without any backpressure, pressure values at the injection point lead to a better choice of porosity and hydraulic conductivity values. This model shows that hydraulic conductivity of the landfill has a very important effect on the behaviour of the saturation zone. The bigger values of this parameter lead to a faster drainage of the injected leachate and a smaller (in width) and less saturated bulb. In the other hand the smaller values of hydraulic conductivity lead to wider and more saturated bulbs. This is very important to estimate the influence zone of a volume of leachate which is injected into the landfill to optimize the location and number of the injection lines and their distances from each other. The next step of this research is to validate the model by additional field and laboratory experiments, especially for the temperature values and its changes during leachate recirculation. The production of biogas should be also compared to the field data and finally sensibility analyses are needed to define more precisely the hydrodynamical and biological parameters of heat and biogas production.

## **ACKNOWLEDGEMENTS**

The authors would like to thank SUEZ Environment for its contribution to this project.

## **REFERENCES**

- Aziz K. & Settari A., (1979) *Petroleum Reservoir Simulation*. Applied Science Publishers, London, UK.
- Aran C. (2000) *Modélisation des Ecoulements de Fluides et des Transferts de Chaleur au Sein des Déchets Ménagers. Application à la Réinjection de Lixiviats dans un Centre de Stockage*. PhD Thesis, Toulouse, INPT.
- Beaven R. P. & Powrie, W. (1995) *Hydrogeological and Geotechnical Properties of Refuse Using a Large Scale Compression Cell*. Proceeding Sardinia, S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy, Vol.2 , pp.745-760.
- Benard J., Eymard R. & al (2005) *Boiling in Porous Media: Model and Simulations*. Transport in Porous Media, Vol.60, pp.1–31.
- Bleiker D. E., McBean E. & al (1993) *Refuse Sampling and Permeability Testing at the Brock West and Keele Valley Landfills*. Proceedings of the Sixteenth International Madison Waste



- Conference, pp.548-567.
- El Fadel M., Findikakis A. N. & al (1996) Numerical Modeling of Generation and Transport of Gas and Heat in Landfills I. Model Formulation. *Waste Management and Research*, Vol.14, pp.483-504.
- Eymard R., Gallouët T. & al (2000) The Finite Volume Method. *Handbook of Numerical Analysis*, Vol.7, pp.715-1022.
- Findikakis A.N., Papelis C. & al (1985) Modelling gas production in managed sanitary landfills. *Journal of Waste Management and Researches*, Vol.6, pp 115-123.
- Findikakis A. N. & Leckie J. O. (1979) Numerical Simulation of Gas Flow in Sanitary Landfills. *Journal of Environmental Engineering*, ASCE, Vol.105, pp.927-945.
- 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.
- Grellier S., Duquennoi C. & al (2003) Leachate recirculation study of two techniques by geophysical surveys. *Proceedings of Sardinia, Ninth International Waste Management and Landfill Symposium*, CISA, Environmental Sanitary Engineering Centre, Italy.
- Halvadakis C. P. (1983) Methanogenesis in solid-waste landfill bioreactors. PhD Dissertation, Department of civil engineering, Stanford University, Stanford, CA, U.S.A.
- Hudson A., Beaven R. P. & al (2001) Interaction of Water and Gas in Saturated Household Waste in a Large Scale Compression Cell. *Proceedings Sardinia*, Italy.
- Korfiatis G.P. (1984) Moisture Transport in a Solid Waste Column. *Journal of Environmental Engineering Division*, ASCE, Vol.110, No. 4, pp.780-796.
- Lanini S. (1998) Analyse et Modélisation des Transferts de Masse et de Chaleur au Sein des Décharges d'Ordures Ménagères. Institut National Polytechnique des Toulouse, PhD Thesis, Toulouse, 148 p.
- MC Creanor P.T. & Reihart D.R. (2000) Mathematical modelling of leachate routing in a leachate recirculating landfill. *Water Research*, Vol. 34, No 4, pp.1285-1295.
- Moreau S., J.M. Bouyé & al (2003) Electrical resistivity survey to investigate the influence of leachate recirculation in a MSW landfill. *Proceedings of Sardinia, 9th International Waste Management and Landfill Symposium*, Environmental Sanitary Engineering Centre, Italy.
- Willhite G. P. (1986) *Water Flooding*, Society of petroleum engineering, Kansas, 326p.