

Remerciement

*A Monsieur **Aziz OUATMANE**, directeur de thèse, et responsable de l'Equipe Agro ressources, Bioénergie et Environnement de la faculté des sciences et techniques Béni Mellal, je vous dois le meilleur accueil que vous m'avez réservé dans votre laboratoire, et la mise à ma disposition de tous les moyens pour me permettre de réaliser mes recherches dans les meilleures conditions. Vous m'avez tant aidé et supporté au moment où j'en avais le plus besoin.*

Merci pour votre gentillesse, votre soutien permanent et ta grande disponibilité tout au long de la durée de cette thèse. Votre rigueur scientifique et votre exigence ont sans aucun doute contribué au bon déroulement de cette étude. Aucun mot ne pourrait exprimer mes remerciements et ma vive gratitude, et que le présent travail soit un faible témoignage de ma très haute reconnaissance et mon profond respect.

J'adresse également ma profonde gratitude aux membres du Jury pour avoir accepté d'évaluer mes travaux de recherche :

- *Je remercie **Pr. Mohamed NAJIMI** d'avoir bien voulu m'honorer en acceptant de présider le jury chargé d'examiner ce travail.*
- *Aussi, je remercie les professeurs **Hafida HANINE, Abderrahmane EL GHMARI, Aziz HASIB et Hassan ELBARI** d'avoir accepté d'examiner ce travail malgré leurs nombreuses charges et préoccupations et je leur remercie pour l'intérêt qu'ils ont accordé à cette thèse.*

Je remercie également tous mes collègues de l'Equipe Agro ressources, Bioénergie et Environnement pour leurs soutiens inconditionnels et l'ambiance du travail créée au sein du laboratoire.

Merci à Monsieur le directeur de casa technique et leur équipe pour leur aide précieuse et les ressources humains et matériels disposées à notre laboratoire au moment de la collecte et le transport des échantillons de lixiviats.

Merci à mes parents, sans qui je ne serais pas là aujourd'hui. Merci pour votre soutien indéfectible, votre présence pendant toutes ces années passées et celles à venir. Merci à mes frères et sœurs, qui sont toujours là pour moi qu'importe la distance et le temps qui passe. Merci pour votre amour, votre patience, et votre soutien.

Enfin, merci à toutes les personnes qui ont contribué de loin au de près à la bonne réalisation de ce projet de thèse.

Résumé

Le présent travail de thèse a pour objectif d'étudier la faisabilité de traitement et de valorisation énergétique des lixiviats issus des décharges municipales avec l'étude de variantes de traitement centralisé intégrant les Margines d'une part, et valorisation éventuelle en STEP à usées domestiques, d'autre part. Les essais de traitement ont été conduits à l'échelle pilote au laboratoire en mode batch et continu (UASB), sous des conditions de température mésophile. Les lixiviats utilisés sont des lixiviats jeunes caractérisés par un caractère acide (pH=4-5) et une charge importante en DCO (>42g DCO/L) et en ammonium (>800mg/l). Les performances épuratoires et rendements énergétiques ont été évalués à travers le suivi de la DCO, de l'ammonium et des AGV, ainsi que de la production journalière du biogaz et de sa composition en CH₄, CO₂, O₂ et H₂S. Les premiers résultats ont montré qu'un prétraitement d'air stripping et correction du pH est recommandé en amont de la digestion anaérobie. De même, la codigestion batch des lixiviats-eaux usées et lixiviats-marges a donné un meilleur potentiel méthanogène par rapport à la digestion des lixiviats seuls, soit une augmentation allant de 191% à 265%. En outre, l'utilisation d'un procédé d'air stripping couplé aux réacteurs UASB s'apprête bien au traitement des lixiviats jeunes et peut contribuer à réduire de manière significative leur charge polluante tout en produisant du biogaz pauvre en sulfure et riche en méthane. Ce procédé de traitement a permis d'atteindre des rendements importants en biogaz de l'ordre de 112-123 L CH₄/kg DCO éliminé, avec notamment des rendements épuratoires supérieurs à 83% et 88% respectivement pour la DCO et ammonium. De même, l'addition des Margines améliore la digestion anaérobie des lixiviats avec toutefois un effet inverse et une tendance à l'inhibition au-delà d'un apport de marges de plus de 20%. Le rendement en biogaz maximal est de l'ordre de 10-16 L/kg DCO éliminée, accompagné d'un abattement important de plus de 80% et 85%, respectivement pour la DCO et l'ammonium. De plus, et comme option de post-traitement, la recirculation de lixiviats prétraités sur les déchets enfouis améliore la production quantitative et qualitative du biogaz par rapport à la recirculation de lixiviats bruts non traités. Dans l'ensemble, les résultats obtenus montrent qu'une valorisation énergétique des lixiviats par voie anaérobie est tout à fait possible et présente l'avantage de pouvoir être appliquée en amont des techniques physicochimiques et/ou membranaires actuelles avec succès.

Mots clés : Lixiviats, valorisation énergétique, biogaz, codigestion anaérobie, UASB, air stripping.

Abstract

The purpose of this thesis work is to study the feasibility of treatment and energy recovery of municipal landfill leachate with also the study of centralized treatment variants integrating in the on hand olive mill wastewater (OMW) and possible recovery in domestic wastewater treatment plant. The treatment tests were conducted on a pilot scale in the laboratory in batch and continuous mode (UASB), under mesophilic temperature conditions. The young leachate used is characterized by an acidic character (pH = 4-5) and a high load of COD (> 42g COD/L) and ammonium (>800mg/L). Purification performances and energy yields were assessed by monitoring of COD, ammonium and VFA, as well as the biogas production and its composition in CH₄, CO₂, O₂ and H₂S. Initial results have shown that pretreatment with air stripping and pH correction is recommended prior to anaerobic digestion. Likewise, the batch codigestion of leachate- domestic wastewater and leachate-OMW gave better methanogenic potential compared to digestion of leachate alone, with an increase ranging from 135% to 305%. In addition, the use of air stripping process coupled with UASB reactors is well suited to the treatment of young leachate and can contribute to significantly reducing their pollutant load, while producing biogas which is low in sulfur and rich in methane. This treatment process made it possible to achieve significant biogas yields ranging from 112 to 1123 L CH₄/kgCOD removed; within particular purification yields greater than 83% and 88% for COD and ammonium respectively. Likewise, the addition of OMW improves anaerobic digestion of leachate with an opposite effect and a tendency to inhibit beyond a supply of OMW by more than 20%. The maximum biogas yield is around 10-16 L/kgCOD removed, accompanied by a significant reduction of more than 80% and 85% for COD and ammonium respectively. Besides, and as a post-treatment option, the recirculation of pretreated leachate from dumping waste improves the quantitative and qualitative biogas production compared to the recirculation of raw untreated leachate. Overall, the results obtained show that the use of energy recovery of young leachate by anaerobic route is entirely possible and has the advantage to be applied successfully upstream of current physico-chemical and / or membrane techniques.

Key words: Leachate, energy recovery, biogas, anaerobic codigestion, UASB, air stripping.

Liste des communications et publications

Ce travail de thèse a fait l'objet des communications et publications suivantes :

- **Publications dans des journaux internationaux à comité de lecture**

Abd-essamad Moujanni, Imane Qarraey, Aaziz Ouattmane. (2018). Anaerobic codigestion of urban solid waste fresh leachate and domestic wastewaters: Biogas production potential and kinetic. *Environmental engineering research*, 24(1), 138-44

- **Publications en cours de soumission/finalisation**

1. Abd-essamad Moujanni, Imane Qarraey, Aaziz Ouattmane. High COD Leachates treatment and energy recovery using aerobic-anaerobic UASB coupled process

2. Abd-essamad Moujanni, Imane Qarraey, Aaziz Ouattmane. Combined treatment of landfill leachate with OMW by using UASB reactors coupled with Air stripping process

3. Abd-essamad Moujanni, Imane Qarraey, Aaziz Ouattmane. Effect of leachate recirculation on kinetic biogas generation and methane production of MSW using simulated anaerobic bioreactors

- **Communications orales dans des congrès internationaux**

1. A. Moujanni, A. Ouattmane, A. Ghamouh, Co-traitement margines et lixiviats : potentiel et cinétique méthanogène, la 1ère conférence méditerranéenne sur la méthanisation, le biogaz et la valorisation énergétique des déchets, MedConf'01, FST-Béni Mellal, 1-2 Juin 2016.

2. A. Moujanni, A. Ouattmane, A. Ghamouh, Etude de la digestion anaérobie des lixiviats jeunes à forte charge en ammonium par la technique de l'UASB, 2ème journée sur "Gestion et valorisation des déchets : un levier de lutte contre les changements climatiques" – Ecole Normale Supérieure de l'Enseignement Technique Rabat. 10 octobre 2016.

3. A. Moujanni, A. Ouattmane, A. Ghamouh, Etude de la Codigestion anaérobie des lixiviats/margines par la technique de l'UASB. Colloque international « Eau, Recyclage et Valorisation des Déchets », ERVD'4 Université Al akhawayn Ifrane, les 26 et 27 octobre 2016.

4. A. Moujanni, A. Ouattmane, A. Ghamouh, I. Quarrey, Effects of sanitary landfill leachate recirculation on biogas production and waste stabilization. A laboratory scale study, The 2017 edition of the conference WASTES: Solutions, Treatments and Opportunities, Faculty of Engineering of the University of Porto from 25 to 26 September 2017.

5. A. Moujanni, I. Quarrey, A. Ouattmane, Anaerobic Codigestion of fresh leachate and domestic wastewaters: biogas production potential and kinetics. The 4 th Eurasia waste management symposium Istanbul turkey from 2 to 4 may 2018.

6. I. Quarrey, A. Moujanni, A. Ouattmane, Semi-continuous anaerobic Codigestion of OMWW and poultry manure: a laboratory scale optimal ratio evaluation. The 4 th Eurasia waste management symposium from 2 to 4 may 2018.

7. I. Quarrey, A. Ouattmane, A. Moujanni, Anaerobic batch Codigestion of olive mill wastewater and poultry manure: kinetics and biogas production, 2nd international balkan agriculture congress, Turkey 16-18 may 2017.

- **Communications par affiche dans des congrès internationaux**

1. A. Moujanni, A. Ouattmane, A. Ghamouh, Etude du potentiel méthanogène de lixiviats jeunes à forte charge en sels et en ammonium, la 1ère conférence méditerranéenne sur la méthanisation, le biogaz et la valorisation énergétique des déchets, MedConf'01, FST-Béni Mellal, 1-2 Juin 2016.

2. A. Moujanni, A. Ouatmane, A. Ghamouh, Co-traitement lixiviats et eaux usées domestique par voie anaérobie : cinétique et potentiel méthanogène, la 1ère conférence méditerranéenne sur la méthanisation, le biogaz et la valorisation énergétique des déchets, MedConf'01, FST-Béni Mellal, 1-2 Juin 2016.
3. A. Moujanni, A. Ouatmane, A. Ghamouh, I.Qarrey, Unité de méthanisation territoriale à l'échelle de l'agropole de Béni Mellal Maroc, COP 22 Marrakech Maroc, 07-18 novembre 2016.
4. Abdessamad MOUJANNI, traitement et valorisation énergétique des déchets organiques, journée d'environnement, sous le thème tous uni pour garder la FST propre, FST Béni Mellal, 04 Mars 2016.
5. I. Qarrey, A. Ouatmane, A.Moujanni, Étude du potentiel de production en biogaz des déjections animales dans les provinces de Beni-Mellal et Fkih Ben Saleh, la 1ère conférence méditerranéenne sur la méthanisation, le biogaz et la valorisation énergétique des déchets, MedConf'01, FST-Béni Mellal, 1-2 Juin 2016.

Sommaire

Résumé	
Abstract	
Liste des communications et publications	
Sommaire	
Liste des Figures et photos	
Liste des Tableaux	
Liste des abréviations et formules chimiques	
Introduction Générale	1
Partie I : Synthèse bibliographique	5
I. La digestion/codigestion anaérobie des substrats organiques : Bases théoriques et fondamentales	6
I.1 Flux métabolique et étapes de la digestion anaérobie	7
I.1.1 Bactéries Hydrolytiques, fermentatives et acidogènes	7
I.1.2 Bactéries Acétogène.....	8
I.1.3 Bactéries méthanogènes	8
I.2 Principaux facteurs affectant la stabilité de la digestion anaérobie et la production de biogaz	10
I.2.1 pH et rapport AGV/alcalinité	11
I.2.2 Taux de la charge organique appliquée (COA) et Temps de séjour hydraulique (TSH).....	11
I.2.3 Température	12
I.2.4 Rapport C/N.....	13
I.2.5 Conditions de culture : Homogénéisation, agitation et nutriments.....	14
I.3 Inhibiteurs limitant de la digestion anaérobie	15
I.3.1 L'ammoniac	16
I.3.2 Les sulfures	17
I.3.3 pH et AGV	18
II. Les lixiviats des déchets solides municipaux	19
II.1 Mécanismes de formation et composition de lixiviats	19
II.2 Potentiel méthanogène des lixiviats jeunes	22
II.3 La Codigestion des lixiviats et d'autres substrats organiques	23

III.	Gestion et procédés de traitement de lixiviats	24
III.1	Traitement physico-chimique	25
III.1.1	Adsorption	25
III.1.2	Procédé d'Air stripping.....	26
III.1.1	Précipitation chimique	26
III.1.2	Coagulation-floculation	27
III.2	Traitement membranaire	28
III.2.1	La microfiltration, L'ultrafiltration, nano filtration et osmose inverse	28
III.3	Traitement biologique aérobie	29
III.3.1	Les boues activées	29
III.4	Traitements biologique anaérobie	30
III.4.1	Réacteur UASB (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket).....	32
III.4.2	Filtre anaérobie et bioréacteur à membrane (BRM).....	33
IV.	Evaluation du potentiel méthanogène	36
IV.1	Etapas de la croissance bactérienne	37
IV.2	Modèle exponentiel	38
IV.3	Modèle logistique.....	39
IV.4	Modèle de Gompertz modifié.....	40
Partie II :	Matériels et Méthodes	41
I.	Conception et description des bioréacteurs pilote utilisés	42
I.1	Bioréacteur anaérobie en culture batch : Test BMP	42
I.2	Couplage du prétraitement d'air stripping avec réacteur UASB.....	43
I.3	Bioréacteur pilote de simulation de la recirculation des lixiviats	44
I.4	Analyse du biogaz : volume et composition	46
I.4.1	Mesure du volume de biogaz.....	46
I.4.2	Mesure de la composition du biogaz	46
I.4.3	Régression de courbes cumulatives de production du biogaz	47
I.4.4	Définition des paramètres de dimensionnement et de rendements.....	47
II.	Méthodes d'analyses des lixiviats	48
II.1	Récupération et conservation des lixiviats.....	48

II.2 Mesure des paramètres globaux	49
II.2.1 pH et conductivité	49
II.2.2 Dosage de l'azote totale et l'azote ammoniacal	49
II.2.3 Détermination de la matières volatils et matière sèche	50
II.2.4 Demande chimique en oxygène (DCO)	51
II.2.5 Dosage des acides gras volatils (AGV)	51
II.2.6 Dosage des métaux lourds	52
Partie III : Résultats et Discussion	53
<i>PARTIE 1 : LA CODIGESTION EN CULTURE BATCH : TEST BMP</i>	54
<i>Chapitre 1 : Caractérisation des lixiviats jeunes et étude d'optimisation de la digestion anaérobie par des tests de potentiel bio méthanogène (BMP).....</i>	54
I. Introduction.....	54
II. Protocole expérimental.....	55
II.1 Tests et conditions expérimentales de détermination de BMP	55
III. Résultats et discussions	57
III.1 Analyse des digestats initiaux et finaux.....	57
III.2 Effet de l'ajustement du pH	57
III.3 Effet du prétraitement par air stripping.....	60
III.4 Cinétique de production du biogaz et BMP.....	60
IV. Conclusion.....	64
<i>Chapitre 2 : Etude de la codigestion anaérobie des lixiviats jeunes et margines en condition d'effluent non renouvelable (Batch) : suivi de la cinétique de production de biogaz et BMP.....</i>	65
I. Introduction.....	65
II. Protocole expérimental.....	66
II.1 Substrat et inocula	66
II.2 Codigestion anaérobie lixiviats-Margines.....	67
III. Résultats et discussion.....	69
III.1 Effet de l'air stripping	69
III.2 Etude de la cinétique de production de biogaz et BMP	71
IV. Conclusion.....	75

Chapitre 3 : Etude de codigestion anaérobie des lixiviats et eaux usées domestique en condition d'effluent non renouvelable (Batch) : suivi de la cinétique de production de biogaz et BMP	77
I. Introduction.....	77
II. Protocole expérimental.....	78
III. Résultats et discussion.....	79
III.1 Effet de l'air stripping sur la cinétique de production du biogaz.....	80
III.2 Cinétique de production de biogaz et BMP	80
IV. Conclusion.....	85
V. Conclusion de la première partie.....	85
<i>PARTIE 2 : LA DIGESTION ET CODIGESTION EN CULTURE CONTINU : REACTEUR UASB</i>	87
Chapitre 4 : Etude de traitement des lixiviats jeunes par couplage d'air stripping et procédé d'UASB : suivi de la cinétique de production du biogaz et les rendements épuratoires.....	87
I. Introduction.....	87
II. Protocole expérimental.....	88
II.1 Suivi de volume et composition du biogaz	90
II.2 Paramètres physico-chimiques suivis.....	90
III. Résultats et discussions	91
III.1 Caractérisation des lixiviats	91
III.2 Variation du pH et conductivité	92
III.3 Evolution de la DCO	93
III.4 Evolution de l'ammonium	96
III.5 Evolution des AGV.....	98
III.6 Production et composition du biogaz	100
III.7 Conclusion.....	105
Chapitre 5 : Etude de cotraitement des lixiviats jeunes et Margines par couplage d'air stripping et procédé d'UASB : suivi de la cinétique de production de biogaz et les rendements épuratoires	106
I. Introduction.....	106
II. Protocole expérimental.....	107
II.1 Prétraitement par air stripping	107
II.2 Réacteurs UASB.....	107

II.3 Paramètres épuratoires de suivi	109
III. Résultats et discussion.....	110
III.1 Caractérisation des lixiviats et Margines bruts.....	110
III.2 Variation du pH et conductivité	111
III.3 Evolution de la DCO et des AGV	113
III.4 Evolution de l'ammonium	115
III.5 Production et composition du biogaz	117
IV. Conclusion.....	123
Chapitre 6 : Etude de la recirculation des lixiviats sur les déchets municipaux en utilisant des bioréacteurs anaérobies : suivi de la qualité du biogaz et des lixiviats recirculés	125
I. Introduction.....	125
II. Protocole expérimental.....	126
II.1 Origine et composition des déchets utilisés.....	126
II.2 Réalisation d'essais de recirculation.....	126
II.3 Suivi des bioréacteurs	127
III. Résultats et discussion.....	128
III.1 Recirculation de différents types de lixiviats	128
III.2 Evolution quantitative et qualitative du biogaz.....	129
III.3 Suivi de l'évolution des paramètres physicochimiques.....	132
IV. Conclusion.....	133
Discussion générale, Conclusion et Perspectives	136
Références bibliographiques	141

Liste des Figures et photos

Figure 1 : Schéma des étapes du processus de la digestion anaérobie.....	7
Figure 2 : Effet de la température sur la croissance des bactéries méthanogènes	13
Figure 3 : Etapes de la croissance d'une culture bactérienne.....	38
Figure 4 : Courbe de production cumulée de biogaz en corrélation avec le modèle de Gompertz	40
Figure 5 : Schéma du bioréacteur discontinu batch avec le dispositif de mesure du biogaz.....	43
Figure 6 : Schéma du procédé UASB couplés avec l'air stripping	43
Figure 7 : Schéma des bioréacteurs de recirculation utilisés.....	45
Figure 8 : Courbe de Gompertz et paramètres associés.....	47
Figure 9 : Matrice des prétraitements du plan d'expérience	55
Figure 10 : Conditions expérimentales du test BMP	56
Figure 11 : Production journalière (a) et cumulée (b) du biogaz pour les tests batch étudiés	58
Figure 12 : Simulation de la production cumulée de biogaz de différents tests batch par le modèle de Gompertz modifié (a) et exponentiel (b) (TP1: pH+O ₂ +boue; TP2: O ₂ +boue TP3: pH+boue; TP4: pH+O ₂)	61
Figure 13 : Régression linéaire et exponentiel de la production journalière de biogaz, courbes ascendantes (a,c) courbes descendantes (b,d) (TP1: pH+O ₂ +boue; TP2: O ₂ +boue TP3: pH+boue; TP4: pH+O ₂)	63
Figure 14 : Evolution de la production journalière (a) et cumulée (b) du biogaz pour les différents mélanges des tests batch étudiés.....	71
Figure 15 : Courbes de production cumulée de biogaz en corrélation avec (a) le modèle de Gompertz (b) modèle logistique et (c) modèle exponentiel.....	73
Figure 16 : Composition de biogaz de différents tests réalisés	75
Figure 17 : Protocole expérimentale adopté pour la codigestion anaérobie lixiviats- eaux usées.....	79
Figure 18 : Production journalière (a) et cumulée (b) de biogaz pour les différents ratios volumétriques lixiviats et eaux usées étudiés	81
Figure 19 : Variation de la production cumulée de biogaz en fonction de la charge initiale en DCO et AGV ...	82
Figure 20 : Régressions des productions cumulées de biogaz par le modèle de Gompertz (a), exponentiel (b) et logistique (c).....	83
Figure 21 : Réacteur d'air stripping.....	88
Figure 22 : Protocole expérimental adopté durant cette étude	90
Figure 23 : Evolution du pH(a) et conductivité(b) dans les réacteurs UASB.....	93
Figure 24 : Evolution de la concentration de la DCO au cours du temps et en fonction des TSH appliqués	94
Figure 25 : Abattement de la DCO au cours des traitements appliqués et en fonction du temps de séjour hydraulique (TSH).....	94
Figure 26 : Evolution de la concentration de l'ammonium au cours du traitement utilisé et en fonction des TSH appliqués.....	97
Figure 27 : Abattement de l'ammonium au cours des traitements appliqués et en fonction des TSH étudiés	97
Figure 28 : Evolution de la concentration des AGV en fonction des TSH et des traitements appliqués	98

Figure 29 : Abattement des AGV en fonction des TSH et traitement appliquées	99
Figure 30 : Evolution de la production journalière du biogaz en fonction de la variation de la DCO entrante dans L'UASB-R1 (a) et R2 (b)	100
Figure 31 : Evolution de la composition du biogaz en fonction des TSH dans l'UASB-R1et R2.....	102
Figure 32 : Corrélation entre le taux de méthane produit/DCO éliminée et charge organique en DCO (a) et AGV (b).....	103
Figure 33 : L'ensemble du protocole expérimental adopté dans ce chapitre	109
Figure 34 : Evolution du pH (a) et conductivité(b) en fonction des traitements appliqués.....	112
Figure 35 : Evolution de la concentration (a) et l'abattement (b) de la DCO au cours du traitement air stripping-UASB et en fonction des pourcentages des margines	113
Figure 36 : Evolution de la variation de la concentration (a) et le taux de l'abattement des AGV au cours du temps et en fonction des traitements appliqués	115
Figure 37 : Evolution de la concentration (a) et l'abattement (b) de l'ammonium dans les effluents pendant le traitement appliqué	116
Figure 38 : Evolution de la production du biogaz en fonction des différents ratios margines/lixiviats étudiés	118
Figure 39 : Evolution de la composition du biogaz en fonction des ratios margines et lixiviats traités	119
Figure 40 : Composition moyenne du biogaz dans les réacteurs UASB-R1 et R2	119
Figure 41 : Corrélation entre la charge organique consommée et le volume de production de biogaz pour R1(a) et R2(b)	120
Figure 42 : Bioréacteur de recirculation des trois types de lixiviats	127
Figure 43 : Etapes expérimentales de l'essai de recirculation des lixiviats sur les colonnes de déchets	128
Figure 44 : Evolution de la production du biogaz en fonction des trois réacteurs étudiés.....	129
Figure 45 : Evolution de la composition du biogaz dans les trois réacteurs au cours de l'étape de recirculation	131
Figure 46 : Evolution de DCO (a), Ammonium (c), AGV (e), pH (d) et conductivité (b) dans les trois bioréacteurs étudiés.....	132
Photo 1 : Préparation des échantillons de déchets.....	44
Photo 2 : Analyseur portable du Biogaz (MULTETEC 541)	46
Photo 3 : Récupération et transport de lixiviats	49

Liste des Tableaux

Tableau 1 : Quelques micro-organismes participant au processus de digestion anaérobie	10
Tableau 2 : Rôle de certains oligo-éléments dans le processus enzymatique de la digestion anaérobie au niveau du réacteur UASB	15
Tableau 3 : Composés inhibiteurs de la méthanogènes et étapes affectées	16
Tableau 4 : Evolution de certains paramètres contenus dans les lixiviats selon la phase acidogènes ou méthanogènes.....	21
Tableau 5 : Evolution de la composition des lixiviats en fonction du temps (âge)	22
Tableau 6 : Potentiel méthanogène des lixiviats traités par différents réacteurs anaérobies	23
Tableau 7 : Codigestion des lixiviats et eaux usées domestiques.....	23
Tableau 8 : Différentes technologies de traitement des lixiviats en fonction des objectifs souhaités	25
Tableau 9 : Performances de quelques adsorbants utilisés pour le traitement des lixiviats	26
Tableau 10 : Performance du procédé d'air stripping	26
Tableau 11 : Performances de quelques précipitants chimique utilisés pour le traitement des lixiviats	27
Tableau 12 : Quelques coagulants et floculants utilisés pour le traitement des lixiviats.....	28
Tableau 13 : Différents procédés de traitements anaérobies des lixiviats	31
Tableau 14 : Performances de différents réacteurs anaérobies utilisés pour la méthanogènes des lixiviats frais	34
Tableau 15 : Modèles de simulation utilisés pour le suivi de la cinétique de production du biogaz	37
Tableau 16 : Caractérisation du massif de déchets utilisés	45
Tableau 17 : Caractérisation de lixiviats jeunes utilisés	57
Tableau 18 : Caractérisation des lixiviats après prétraitement par air stripping et ajustement du pH	59
Tableau 19 : Paramètres de cinétique de production de biogaz associés au modèle de régression et les coefficients de corrélation	62
Tableau 20 : Composition physicochimique approximative de chaque proportion lixiviats-Margines	67
Tableau 21 : Rapports volumétriques lixiviats / Margines utilisés pour les tests batch	68
Tableau 22 : Caractérisation des mélanges lixiviats et margines après prétraitement par air stripping et ajustement du pH.....	69
Tableau 23 : Paramètres associés à la cinétique de Gompertz.....	73
Tableau 24 : Composition des différents réacteurs batch.....	78
Tableau 25 : Composition physicochimique approximative des différentes ratios lixiviats /eaux usées utilisées	79
Tableau 26 : Composition des différents réacteurs avant et après prétraitement aérobie	80
Tableau 27 : Paramètres associés au modèle de la cinétique de Gompertz, exponentiel et logistique	84
Tableau 28 : Passage du mode batch au mode continu: UASB.....	89
Tableau 29 : Conditions opératoires initiales des réacteurs UASB-R1 et R2.....	89

Tableau 30 : Fréquence de mesure de volume et composition de biogaz et l'analyses physicochimiques des lixiviats	91
Tableau 31 : Caractérisation physicochimique des lixiviats utilisés.....	92
Tableau 32 : Comparaison du rendement de production de biogaz pour différentes études trouvées dans la littérature.....	104
Tableau 33 : Etapes du système de traitement utilisées dans ce chapitre	107
Tableau 34 : Charge organique appliquée pour chaque mélange	109
Tableau 35 : Caractérisation physico-chimique des lixiviats utilisés	110
Tableau 36 : Caractérisation physico-chimique des margines utilisés	111
Tableau 37 : Rendement de production du biogaz et d'abattement dans l'ensemble de système de traitement	117
Tableau 38 : Codigestion anaérobie des margines et d'autres effluents organiques.....	122
Tableau 39 : Caractérisation des trois types de lixiviats utilisés pour la recirculation	127
Tableau 40 : Etapes de déroulement de la recirculation	129
Tableau 41 : Production de biogaz dans les trois réacteurs de recirculation	130

Liste des abréviations et formules chimiques

AD : Anaerobic Digester	NF : Nano filtration
AF : Anaerobic Filter	NH ₃ : Ammoniac
AFBR : Anaerobic Fluidized Bed Reactor	NH ⁺ ₄ : Ammonium
ABR : Anaerobic Bed Reactor	PNEUD :
AGLC : Acides Gras à Longues Chaînes	OI : Osmose Inverse
AGV : Acides Gras Volatils	RBS : Réacteur Séquentiel
AMBR : Anaerobic Membrane Bed Reactor	RDE: Refuse Derived Fuel
BRM : Bioréacteur à Membrane	R00 : Ratio (0% lixiviats +100 % eaux usées)
BSR : Bactéries Sulfato-réductrices	R25 : Ratio (25% lixiviats +75% eaux usées)
CE : Conductivité Electrique	R50 : Ratio (50% lixiviats +50 % eaux usées)
CET : Centre d'Enfouissement Technique	R75 : Ratio (75% lixiviats +25 % eaux usées)
CI : Carbone Inorganique	R100 : Ratio (100% lixiviats +0% eaux usées)
CH ₃ COOH : Acide acétique	R5% : Ratio (95% lixiviats +5 % margines)
CH ₃ CHOHCOOH : Acide propionique	R10% : Ratio (90% lixiviats +100% margines)
C ₆ H ₁₂ O ₆ : Glucose	R15% : Ratio (85% lixiviats +15% margines)
CH ₃ CHOHCOOH : Acide lactique	R20% : Ratio (80% lixiviats +20% margines)
(CH ₃) ₂ CHCOOH : Acide butyrique	STEP: Stations d'épuration
CH ₃ (CH ₂) ₃ COOH : Acide iso-butyrique	SV : Solides volatils
(CH ₃) ₂ CHCH ₂ COOH : Acide valérique	TMB : Traitement Mécano-Biologique déchets
CH ₃ (CH ₂) ₄ COOH : Acide caproïque	TPM/MPR : Taux de production de méthane
CH ₄ : Méthane	TSH : Temps de Séjour Hydraulique
COM : Charge Organique Massique	TSS : Temps de Séjour des Solides
COT : Carbone Organique Total	UASB : Up flow Anaerobic Sludge Blanket
COV : Charge Organique Volumétrique	UF : Ultrafiltration
CSTR: Continuous Stirred Tank Reactor	
CT: Carbone Total	
DBO ₅ : Demande Biologique en Oxygène	
DCO : Demande Chimique en Oxygène	
DMA: Déchet Ménagers et Assimilés	
EGSB : Expanded Granular Sludge Bed	
H ⁺ : Ion hydronium	
HAP : Hydrocarbure Aromatique Polycalsique	
H ₂ S : Hydrogène Sulfureux	
KOH : Hydroxyde de potassium	
MAP : Phosphate d'Ammonium Magnésien	
MES : Matière en Suspension	
MF : Microfiltration	
MSV : Matières en suspension volatils	
NAMA : Nationally Appropriate Mitigation Action	
NaOH : Hydroxyde de sodium	

Introduction Générale

Le secteur des déchets ménagers et assimilés (DMA) au Maroc a connu des progrès très remarquables. Sous l'effet de la croissance économique et de l'urbanisation, la production nationale des DMA est passée de 6,3 à 7,4 millions de tonnes par an entre 2007 et 2015, soit un taux d'augmentation de 17,5 %. Les ratios de production de ces déchets dépendent de la taille de la commune ou de la ville, à savoir : 0,76 kg/hab/jour en milieu urbain et 0,3 kg/hab/jour en milieu rural. Aussi, la production des déchets au Maroc connaîtra une évolution constante en passant de 7,4 MT en 2015 à 9,3 MT en 2030. En milieu urbain, le taux de collecte professionnalisé a presque doublé, passant de 44 % à 86 % entre 2007 et 2015 (AEE, 2014). En même, la part des DMA mis en décharge contrôlée a connu une hausse importante au cours de la dernière décennie, atteignant environ 44 % en 2015 (Lelia Croitoru and Maria Sarraf, 2017).

Ces progrès sont le résultat de réformes engagées depuis le début de la décennie : la mise en place d'un cadre réglementaire (loi 28-00), la mise en œuvre du programme national des déchets ménagers et assimilés (PNDM) et la mise en place des Plans directeurs de gestion des DMA. Cependant les principales insuffisances de la mise en place de ces programmes et stratégies, résident dans la non-couverture par le système de collecte dans le milieu urbain et rurale, le faible taux de recyclage, qui atteint à peine moins de 10 % du gisement total des déchets, l'absence quasi-total de la filière de compostage et combustible solide de récupération(CSR), et enfin le manque d'une stratégie national de sensibilisation des citoyens.

Actuellement, 56 % des déchets générés en milieu urbain sont enfouis dans des décharges non contrôlées et dépotoirs sans aucun traitement préalable ni surveillance, l'objectif actuel de l'enfouissement de ces déchets est d'assurer un confinement efficace ainsi qu'une maîtrise adaptée des deux types d'effluents générés, les lixiviats et le biogaz, qui sont à l'origine des principaux impacts environnementaux et sanitaires des décharges.

Il est donc essentiel aujourd'hui de se poser la question sur la gestion des lixiviats jeunes, qui continue justement à causer des soucis aux élus et à tous les acteurs des villes Marocaines et particulièrement celle de Béni Mellal. De ce fait, la problématique qui se pose est : comment gérer l'excès de lixiviats générés, face d'une part à une capacité de stockage limitée des casiers de la décharge et d'autre part aux moyens financiers et techniques limités de la municipalité ?

Nous estimons qu'il y aurait un volume de 50 m³/jours de lixiviats qui encombre la décharge de Béni Mellal à l'horizon de 2030. Une situation qui constitue un des principaux enjeux des gestionnaires délégués de la décharge. Le problème de l'accumulation du lixiviat entraîne en effet des nuisances olfactives pour beaucoup de quartiers voisins mettant en péril la santé des citoyens.

Aucune réflexion publique globale n'a été menée pour apporter des solutions techniques pour cette problématique. Les différents projets et études réalisés dans le cadre du traitement des lixiviats préconisent le recours à l'évaporation naturelle dans des bassins comme solution de base. D'autre prévoit d'utiliser un traitement biologique aérobie et une filtration par osmose inverse. Ces solutions ne sont pas idéales du fait que le ré-enfouissement du perméat qui sort du traitement, subit le lessivage et leur charge polluante se retrouve mécaniquement dans les nouveaux lixiviats qui deviennent trop chargés et qu'il faut encore traiter. Devant cette situation alarmante, le traitement des lixiviats avant d'être rejetés dans le milieu naturel, demeure une nécessité d'ordre important.

Dans ce contexte, l'objectif de cette thèse est d'étudier la possibilité de cotraitement anaérobie et valorisation énergétique des lixiviats jeunes seuls et en mélange avec les margines et les eaux usées domestiques, afin de mettre en place un traitement anaérobie en amont des traitements membranaires existants, cela permettra d'une part la production du biogaz valorisable qui peut être utilisé pour le fonctionnement de ce procédé de traitement et d'autre part la réduction de la charge polluante de ces effluents en vue de faciliter le traitement ultérieure.

Cette étude de recherche en thèse est réalisée au sein de Laboratoire d'Environnement et Valorisation des Agro Ressources (EVAR) de la faculté des sciences et techniques de Beni Mellal, Maroc.

Ce travail de thèse est structuré en trois parties.

- La première partie « **Synthèse bibliographique** » consiste à présenter un état d'art portant sur le fonctionnement général d'une installation de stockage des déchets, et la mise au point sur la problématique de gestion des lixiviats des décharges municipales, ainsi que les limites des traitements potentiels des lixiviats. Dans un autre axe la digestion anaérobie, et les modèles de suivi de la cinétique de production de biogaz seront discutés et présentés.
- La deuxième partie « **Matériel et Méthodes** » décrit dans un premier volet la mise en place des réacteurs expérimentaux et leurs caractéristiques de dimensionnement. Dans un second volet, les protocoles de détermination des paramètres globaux de caractérisation physicochimiques des lixiviats seront détaillés. Le dernier volet est consacré à la présentation des modèles cinétiques sélectionnés pour effectuer la simulation des données expérimentaux de production de biogaz.
- La troisième partie « **Résultats et discussion** » est réservée à la présentation de l'ensemble des résultats obtenus tout au long de cette étude. Elle est groupée en six chapitres :

1. Le premier chapitre porte sur la caractérisation physico-chimique des échantillons de lixiviats jeunes collectés de la décharge municipale de la ville de Béni Mellal. Ainsi, l'étude de l'effet des prétraitements initiaux à savoir : l'ajustement du pH, l'aération (air stripping) et l'inoculation de boue sur la cinétique de production de biogaz de lixiviats via des tests de potentiel bio méthanogène(BMP). Les meilleurs prétraitements initiaux offrant une production maximale de biogaz ont été sélectionnés et seront ensuite adoptés pour les études suivantes.
2. Le deuxième chapitre s'intéresse à l'étude de l'effet de l'addition des margines sur la co digestion anaérobie des lixiviats en condition de culture non renouvelable (Batch). Ceci en utilisant l'air stripping, l'ajustement du pH et l'inoculation de boue comme prétraitement avant la digestion anaérobie. Les paramètres suivis ont concerné un suivi quantitatif et qualitatif de la production de biogaz.
3. Le troisième chapitre est consacré au traitement des mélange de lixiviats et eaux usées domestiques par un procédé comprenant un prétraitement d'air stripping et ajustement du pH suivi par un traitement anaérobie dans un bioréacteur batch. La cinétique de production de biogaz est étudiée en utilisant le modèle de simulation de Gompertz, ainsi les rapports volumétriques lixiviats et eaux usées domestiques offrant la production de biogaz la plus élevée seront proposés comme paramètres de dimensionnement d'une STEP.
4. Le quatrième chapitre porte sur le traitement des lixiviats par un système couplant l'air stripping en amont d'un procédé UASB. Trois temps de séjours hydrauliques ont été testés à savoir : 12h, 24h et 36h. Le volume et la composition de biogaz ainsi que les rendements épuratoires au cours de différents temps de séjour hydraulique sont mesurés et suivis quotidiennement.
5. Le cinquième chapitre est dédié au traitement des mélanges lixiviats /Margines par le procédé couplant l'air stripping et l'UASB. Les performances étudiées concernent le volume et la composition de biogaz, ainsi que les rendements épuratoires.
6. Le sixième chapitre mis fin au travaux de cette thèse par une dernière étude d'essai de recirculation de trois types d'effluents à savoir, lixiviats bruts sans aucun prétraitement, lixiviats traités par le procédé air stripping et UASB (chapitre4) et enfin le mélange lixiviats et margines cotraités par l'air stripping et UASB (chapitre5), sur la digestion anaérobie des déchets municipaux. Les paramètres suivis concernent le volume et la composition du biogaz, ainsi que la qualité de lixiviats sortant du bioréacteur.

Une synthèse générale de l'ensemble des études réalisées ainsi que quelques perspectives et recommandations seront présentées à la fin de ce manuscrit.

Partie I : Synthèse bibliographique

I. La digestion/codigestion anaérobie des substrats organiques : Bases théoriques et fondamentales

La digestion anaérobie (ou méthanisation) est la transformation de la matière organique en biogaz, composé principalement du méthane et du gaz carbonique. Elle est réalisée en conditions d'anaérobiose par une communauté microbienne très diversifiée. Elle se produit naturellement dans les marais, les lacs, les intestins des animaux, de l'homme et de manière générale dans tous les écosystèmes où la matière organique se trouve dans des conditions d'anaérobiose (Moletta, 2008). La digestion anaérobie dispose de nombreux avantages par rapport à la digestion aérobie (Aiyuk et al., 2006; Skouteris et al., 2012; Smith et al., 2012) à savoir :

- C'est un procédé moins coûteux, vu qu'il ne demande pas de besoins énergétiques liés à l'aération pour oxyder la matière organique ;
- Les réactions de la digestion anaérobie ont des besoins très limités en nutriments. Ils génèrent également moins de boue par rapport au procédé aérobie ;
- La satisfaction autonome en énergie des réacteurs suite à la récupération et valorisation de biogaz produit ;
- Ce procédé fonctionne généralement même sous les taux élevés de charge organique, produisant du biogaz utilisable directement sur les lieux de production (Kennedy and Lentz, 2000; Zhou et al., 2007) ;
- la voie anaérobie qui a été démontrée comme une des technologies les plus utilisées au traitement d'effluents très variés comme ceux de l'industrie agro-alimentaire, de l'industrie chimique et de l'industrie pharmaceutique et qui ont des caractéristiques très différentes et de si haute résistance.

D'un autre côté, la codigestion est une technique de traitement de déchets solides et liquides dans laquelle différents effluents sont mélangés et traités ensemble (Ağdağ and Sponza, 2007). Elle se nomme également en tant que co-fermentation. La codigestion est utilisée de préférence pour améliorer les rendements de digestion anaérobie des déchets solides organiques, à l'aide de nombreux avantages, en particulier:

- l'amélioration du rendement en méthane, de la dispersion des éléments nutritifs et l'effet synergique des micro-organismes ;
- la facilitation d'une exécution stable et fiable de la digestion et de production d'un produit digéré de bonne qualité, avec une augmentation du rendement de biogaz (Jingura and Matengaifa, 2009; Lo et al., 2010) ;
- la réduction des problèmes liés à l'accumulation des composés volatils intermédiaires et les concentrations élevées en ammoniac (Cristancho et al., 2006).

I.1 Flux métabolique et étapes de la digestion anaérobie

Les micro-organismes qui fonctionnent principalement dans le procédé de digestion anaérobie d'un substrat organique sont classés en tant que bactéries hydrolytiques fermentatives, acidogènes, acétogènes et méthanogènes (Figure 1).

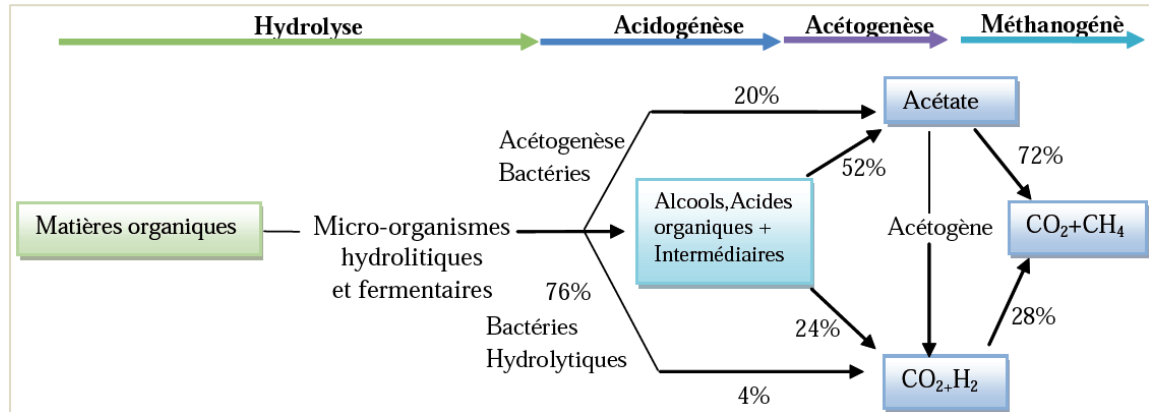


Figure 1 : Schéma des étapes du processus de la digestion anaérobie

I.1.1 Bactéries Hydrolytiques, fermentatives et acidogènes

Les bactéries hydrolytiques et fermentatives transforment les macromolécules complexes comme les glucides, les protéines et les lipides pour donner de petites molécules solubles (des acides aminés, des alcools, des acides gras volatils à long chaîne, et des monosaccharides), ces réactions sont catalysées par des enzymes extracellulaires (lipases, cellulases...). Cette phase d'hydrolyse peut se dérouler en conditions aérobies ou microaérophiles, sous l'action de microorganismes respirant l'oxygène et de champignons. Les fractions ligno cellulosiques (papier, cartons, bois,...) s'hydrolysent beaucoup plus lentement et la vitesse de réaction est inférieure aux vitesses de réaction des étapes suivantes (Bitton, 2005). Les molécules réduites issus de l'hydrolyse sont ensuite converties en deux nouveaux composés organiques tels que des alcools et des AGV (acide acétique, propénoïque...). Les acides générés pendant l'acidogènes vont provoquer une diminution du pH, avec des impacts aussi bien sur la physico-chimie du milieu (dissolution de matière organique) que sur sa biologie (Siegert and Banks, 2005; Wang et al., 2009).

Cette première étape de digestion est caractérisée par la présence des microorganismes anaérobies facultatifs (du genre *Acetobacter* ou *Streptococcus*) ou strictement anaérobies (*Clostridium*). Ces microorganismes ont un temps de dédoublement court (de l'ordre de 30 min) et sont donc responsables dans le cas d'une surcharge organique de l'accumulation de composés intermédiaires pouvant inhiber les étapes suivantes de la méthanogénèse (Mosey, 1983).

De ce fait, dans un processus équilibré, la concentration en acides gras volatils doit être très faible, et même nulle. Ces acides apparaissent dans le milieu comme réponse à des changements ou des contraintes environnementaux (Di San Marzano et al., 1981). L'acide lactique et l'acide

propionique sont les acides gras volatils les plus fréquemment rencontrés dans les digesteurs mal gérés (Taricska et al., 2009).

I.1.2 Bactéries Acétogène

Durant cette étape, ce sont les alcools, les AGV à longues chaînes et les acides aromatiques produits préalablement qui sont métabolisés en anaérobiose tant que substrat pour former de l'acide acétique, de l'hydrogène et du dioxyde de carbone.

Nous pouvons distinguer trois populations bactériennes acétogène impliquées dans cette phase :

- **les homo-acétogènes** : produisant essentiellement de l'acétate à partir de dioxyde de carbone et de dihydrogène, mais pouvant également utiliser le méthanol, la méthylamine ou le formate. Les microorganismes responsables de ces réactions sont strictement anaérobies et forment un groupe extrêmement hétérogène : on y trouve des microorganismes Gram-positifs, Gram-négatifs, des morphologies de type bacilles et coques, des températures de développement variées (psychrophiles, mésophiles, thermophiles). Cette étape est caractérisé par la consommation de l'hydrogène de façon significative (Chen et al., 2003).
- **Les bactéries acétogènes syntrophes productrices d'hydrogène (OPHA)** : produit l'acide acétique, le CO₂ et l'H₂ à partir des acides gras intermédiaires (butyrate et propionate), des alcools et des acides gras à longues chaînes (valérate, isovalérate, stéarate, palmitate et myristate par β -oxydation). Les espèces OPHA sont particulièrement importantes dans la β -oxydation des acides gras à longues chaînes résultant de l'hydrolyse des lipides et sont aussi impliquées dans la digestion anaérobie des composés aromatiques (Anderson et al., 2003).

Le bon déroulement de cette étape n'est possible que si une syntrophie étroite existe entre les bactéries acétogènes productrices d'hydrogène et les microorganismes consommateurs d'hydrogène, appartenant aux étapes suivantes de la dégradation comme les méthanogènes et les sulfato-réducteurs. L'accumulation d'hydrogène, d'AGV et la baisse du pH sont trois leviers pouvant chacun inhiber la production de biogaz s'il y a un mal fonctionnement de processus. L'oxydation syntrophique de l'acétate a été identifiée dans certains environnements naturels en condition psychrophile, mésophile et thermophile (Hattori et al., 2000; Nüsslein et al., 2001).

Il permet d'oxyder l'acétate en H₂ et CO₂ (ces deux produits pouvant être convertis en méthane par la suite). L'activité de l'oxydation syntrophique peut être inhibée par des concentrations élevées en acétate.

I.1.3 Bactéries méthanogènes

La méthanogènes correspond à la phase de production biologique du méthane au sein d'un système de dégradation anaérobie. Elle se déroule en anaérobiose stricte, sous l'action de trois types

de microorganismes méthanogènes, tirant de cette réaction l'énergie nécessaire à leurs activités métaboliques (Garcia et al., 2000).

Les hydrogénotrophes (*Methanosarcina*, *Methanobacterium*, *Methanococcus*), transformant l'hydrogène et le dioxyde de carbone en méthane, l'activité de ces microorganismes est essentielle et cruciale pour le bon fonctionnement des autres groupes de bactéries, particulièrement les bactéries acétogènes syntrophes productrices d' H_2 (Schmidt and Ahring, 1993). En maintenant une concentration faible en H_2 , elles assurent les conditions favorables à l'acétogénèse, ayant une affinité pour l' H_2 de 10 à 100 fois plus élevée que celle que possèdent les homoacétogènes, les bactéries méthanogènes parviennent à concurrencer les acétogènes non syntrophes (Nollet et al., 1997).



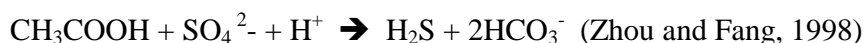
Les acétoclastes (*Methanosarcina*, *Methanosaeta*) convertissant l'acide acétique en méthane et en dioxyde de carbone. L'acétate est quantitativement l'intermédiaire le plus important et le précurseur le plus abondant du méthane. En effet, la littérature rapporte que 67% du méthane est issu de la conversion de l'acétate et la méthanogénèse hydrogénotrophe ne peut théoriquement dépasser 33% à cause de la balance entre la production d'hydrogène et d'acétate par voies fermentatives et les nombres de moles respectives nécessaires pour la production de la même quantité de méthane (Conrad, 1999; El-Fadel et al., 1996).

Les bactéries acétoclastes peuvent produire du méthane à partir de substrats comportant un groupement méthyle comme l'acétate. Selon la nature du substrat, d'autres précurseurs peuvent être distingués comme les méthylamines (provenant des cholines et de la bétaine), les méthylsulfides (provenant de la méthionine et les sulfonium) et le méthanol (provenant des groupements métoxy) (Zinder, 1993). la méthanogénèse acétoclaste est favorisée par des concentrations élevées en acétate (Ahring, 1995), la méthanogénèse hydrogénotrophe, via l'oxydation syntrophique de l'acétate, sera activée et peut devenir la voie dominante de la méthanogénèse à faible concentration en acétate (Karakashev et al., 2006).



Réactions minoritaires complémentaires

- **La sulfato-réduction** : des réactions de sulfato-réduction peuvent se produire sous l'action de bactéries sulfato-réductrices. Ces réactions nécessitent du sulfate pour prendre place. Les principaux microorganismes sulfato-réducteurs sont les espèces *Desulfovibrio* et *Desulfobacter*.

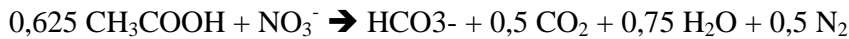
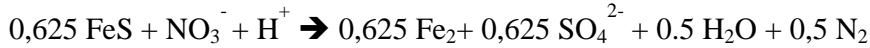


- **L'oxydation anaérobie du méthane** : L'oxydation anaérobie du méthane (OAM) s'apparenterait à une réaction de méthanogénèse inversée (Hallam et al., 2003), et met en jeu des bactéries sulfato-réductrices en association avec un partenaire archée ANME (Anaerobic Methanotroph).

Le méthane est oxydé en présence de sulfate comme accepteur d'électrons (Knittel et al., 2005; Michaelis et al., 2002; Nauhaus et al., 2002; Orphan et al., 2001).



-La dénitrification : En présence de nitrate dans le système, la méthanogénèse est remplacée par la réaction de dénitrification. Néanmoins, cette réaction ne peut être une réaction majoritaire dans un centre d'enfouissement des déchets ménagers de par l'absence de nitrate dans le lixiviat.



Le Tableau ci-dessous regroupe les différents microorganismes ainsi que leurs mécanismes de fonctionnement impliqués dans le processus de digestion anaérobie.

Tableau 1 : Quelques micro-organismes participant au processus de digestion anaérobie (Abbasi et al., 2012)

Etapes de la digestion anaérobie	Communautés de bactéries
<u>Etape I</u> $(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n + n\text{H}_2\text{O} = n(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)$	
<u>Etape II</u> $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2\text{H}_2\text{O} = 2\text{CH}_3\text{COOH} + 4\text{H}_2 + \text{CO}_2$ $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2\text{H}_2 = 2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O}$ $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{CO}_2 + 2\text{H}_2$ $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = 2\text{CH}_3\text{CHOHCOOH}$ $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = 2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + 2\text{CO}_2$	<i>Bacteriodes, Clostridium, Butyrivibrie, Eubacterium, Bifidobacterium, Lactobacillus</i>
<u>Etape III</u> $\text{CH}_3\text{CHOHCOOH} + \text{H}_2\text{O} = \text{CH}_3\text{COOH} + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2$ $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} = \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$ $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} = 2\text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$ $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} = \text{CH}_3\text{COOH} + \text{CO}_2 + 3\text{H}_2$	<i>Desulfovibrio, Syntrophobacter wolinii, Syntrophomonas</i>
<u>Etape IV</u> $4\text{H}_2 + \text{CO}_2 = \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$ $2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{CO}_2 = 2\text{CH}_3\text{COOH} + \text{CH}_4$ $2\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 = 4\text{CH}_3\text{COOH} + \text{CH}_4$ $\text{CH}_3\text{COOH} = \text{CH}_4 + \text{CO}_2$	<i>Methanobacterium formicicum, M. bryantii; Methanobrevibacter ruminantium, M. arboriphilus, Methanospirillum hungatei; Methanosarcina barkeri</i>

I.2 Principaux facteurs affectant la stabilité de la digestion anaérobie et la production de biogaz

Au cours des phases de digestion ou codigestion anaérobie d'un substrat organique, les facteurs affectant la production de biogaz sont principalement basés sur les conditions opératoires telles que le pH, la température et rapport C/N. Ils affectent directement la flore microbienne ainsi que le processus de digestion anaérobie. Les principaux aspects qui devraient être pris en considération en vue d'une exploitation réussite d'un procédé de digestion anaérobie sont développés ci-dessous.

I.2.1 pH et rapport AGV/alcalinité

Chaque groupe de bactéries a son propre intervalle du pH optimum. Les bactéries méthanogènes sont les plus sensibles au pH avec un pH optimum entre 6,5 et 7,2. Les microorganismes fermentaires sont moins sensibles et peuvent fonctionner dans une large gamme du pH allant de 4 à 8,5 (Appels et al., 2008). La production optimale du biogaz est achevée quand le pH du mélange à l'entrée est entre 6,7 et 7,5 (Boe and Angelidaki, 2006; Turovskiy and Mathai, 2006). Pendant l'étape initiale de la digestion, une concentration élevée d'acides organiques (AGV) est produite causant ainsi la diminution du pH. Suite à la dégradation des protéines, la concentration d'ammonium augmente dans le milieu et par conséquent, la valeur du pH augmente. Quand la production de méthane est stabilisée, le pH reste entre 7,2 et 8,2 (Verma, 2002).

En général, la chute du pH et l'augmentation de la proportion de CO₂ du biogaz sont les indicateurs d'une perturbation dans le processus de digestion anaérobie. Dans une telle situation, la réduction du pH peut généralement être contrôlée avec l'ajout de chaux (Fricke et al., 2007). À un pH bas, les principaux produits sont l'acide acétique et l'acide butyrique, tandis qu'à pH de 8 l'acide acétique et propénoïques sont les plus dominants. Le pH du digesteur est contrôlé par la concentration en CO₂ dans la phase gazeuse et par les ions bicarbonates HCO₃⁻ dans la phase liquide (Appels et al., 2008).

L'alcalinité d'un effluent est sa capacité à neutraliser les acides (Ağdağ and Sponza, 2005). Il est donc essentiel que le réacteur possède une capacité tampon lui permettant de neutraliser toute accumulation éventuelle d'AGV et par la suite éviter de créer des zones acides locales dans le digesteur (Rajeshwari et al., 2000). On considère généralement qu'il est nécessaire d'avoir au moins 1000 mg/L d'alcalinité exprimée en CaCO₃ dans un réacteur qui fonction bien. Selon certains auteurs, il faudrait 10g/L de chaque acide pour avoir une inhibition significative (Aguilar et al., 1995), tandis que d'autres rapportent qu'une concentration totale d'AGV supérieure à 3g/L pourrait suffire à inhiber la méthanogènes (Yuen et al., 1995).

I.2.2 Taux de la charge organique appliquée (COA) et Temps de séjour hydraulique (TSH)

La charge organique appliquée est un paramètre important contrôlant la digestion anaérobie du processus surtout s'il est réalisé en mode continu. Une surcharge organique peut facilement mener à l'échec du fonctionnement du processus (Abbasi et al., 2012; Liu, G., and Dong, 2007). En pratique le taux de la charge organique appliquée en codigestion anaérobie est souvent beaucoup plus élevé que celui utilisé en monodigestion et il y a un risque considérable de sur-chargement. Ainsi, pour obtenir un processus de digestion bien optimisé, le taux de la charge appliqué est un paramètre important (Henze et al., 2008). Un meilleur temps de séjour hydraulique (TSH) dépend

de la température du substrat, de sa composition et de la charge organique appliquée. En somme, un faible taux de la charge organique et un TSH long constituent la meilleure stratégie pour atteindre des rendements en méthane constants et maximaux (Nges and Liu, 2010).

I.2.3 Température

Plusieurs chercheurs ont rapporté des effets significatifs de la température sur la communauté microbienne, la cinétique de production de biogaz, la stabilité de processus et le rendement de production de méthane (Bouallagui et al., 2001; Riau et al., 2010; Rubia et al., 2002) . Les plus basses températures pendant le processus de digestion anaérobie sont connues par leurs effets négatifs sur la croissance microbienne, et la production de biogaz (Kim et al., 2006; Trzcinski et al., 2010).

De plus, les plus basses températures peuvent également avoir comme conséquence un épuisement d'énergie des cellules bactériennes, et une fuite de substances intracellulaires par le phénomène de lyses bactériennes (Kashyap et al., 2003) . En revanche, les températures élevées abaissent le rendement de biogaz dû à la forte production des gaz volatils tels que l'ammoniac qui inhibe les bactéries méthanogènes (Fezzani and Cheikh, 2010) . Généralement, la digestion anaérobie aux températures mésophile est plus stable et demande moins d'énergie. Elle est considérée aussi appropriée à la production du méthane. Plusieurs auteurs (Briški et al., 2007; Cristancho et al., 2006; El-Mashad et al., 2003; Fernández et al., 2008; Ward et al., 2008) ont rapporté que pour la digestion anaérobie, la température doit être en dessous de 65 °C pour éviter la dénaturation des enzymes bactériens. Cependant, les conditions thermophiles permettent certains avantages, tels qu'une vitesse plus rapide de dégradation des déchets organiques, production plus élevée de biogaz et la destruction de microbes pathogènes.

Les températures optimales de croissance pour quelques bactéries méthanogène sont : 37–45°C pour *Methanobacterium mésophile*, 37–40 °C pour *Methanobrevibacter*, 35–40°C pour *Methanolobus*, *Methanococcus*, *Methanoculleus* *Methanospirillum* et *Methanolobus*, 30–40°C pour *Methanoplanus* et *Methanocorpusculum* et 50–55°C pour *Methanohalobium* et *Methanosarcina thermophiles* (Ward et al., 2008; Zhu et al., 2009). La Figure 2 présente l'effet de la température sur la croissance des bactéries méthanogènes.

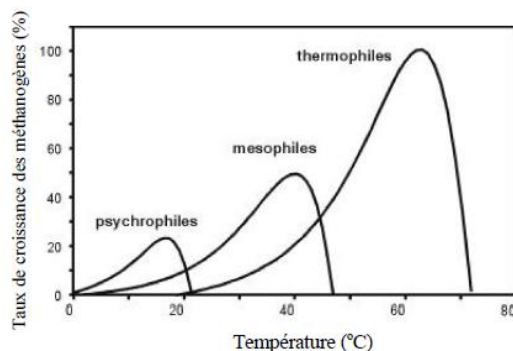


Figure 2 : Effet de la température sur la croissance des bactéries méthanogènes (Batstone et al., 2000)

I.2.4 Rapport C/N

Le ratio C/N donne une indication sur l'équilibre nutritif des substrats à valoriser. Le carbone est utilisé par les microorganismes comme source d'énergie. L'azote est considéré comme un nutriment essentiel pour le développement des microorganismes. Si la quantité d'azote est trop faible, la croissance des microorganismes sera ralentie, la dégradation de la matière organique sera freinée et le rendement en méthane amoindri. Dans le cas contraire, une concentration en azote trop élevée peut conduire à une accumulation d'azote ammoniacal, qui est un élément toxique à forte concentration pour les microorganismes.

Plusieurs auteurs s'accordent à donner un ratio optimal compris entre 20 et 30 (Kothari et al., 2014; Wang et al., 2014). Sievers and Brune (1978) préconise un ratio de 25 pour la digestion de fumiers de vaches. D'autres études mentionnent des ratios C/N optimaux inférieurs à 20, laissant penser que le ratio optimal dépend du substrat digéré. Par exemple, la codigestion de boues de STEP est optimale pour un ratio C/N de 15 (Romano and Zhang, 2008). Celle d'ordures ménagères et de canne de maïs présente un ratio optimal entre 15 et 18 (Kothari et al., 2014). Dans tous les cas, l'équilibre des nutriments, et en particulier le ratio C/N, peut être ajusté par ajout de co-substrats (Punal et al., 2000; Yen and Brune, 2007; Zhang et al., 2013).

L'efficacité du ratio C/N est également dépendante du procédé mis en œuvre. Wang et al. (2014) ont montré que le ratio C/N optimal était corrélé à la température. Pour un même mélange de fumiers de bovins, de fientes de volailles et de paille de riz, les ratios C/N optimum étaient de 26 et 31 en conditions mésophiles (35°C) et thermophiles (55°C) respectivement. L'augmentation de la température accélère la dégradation et la solubilisation de l'azote organique, qui doit être contrebalancée par un ajout de carbone pour éviter l'inhibition de la digestion anaérobie.

Dans l'étude de Wang et al. (2014) et Wu et al. (2010) le rendement le plus élevé en biogaz de 341 mL/g de SV a été obtenu par la codigestion du fumier de porc et de la paille de maïs avec un rapport C/N de 25, de la même manière, les rapports 25 et 30 ont permis d'avoir une production cumulée de biogaz d'environ trois fois plus élevée comparé au rapport C/N de 15.

I.2.5 Conditions de culture : Homogénéisation, agitation et nutriments

Les principales conditions de culture qui affecte la méthanogènes sont généralement le taux d'homogénéisation et la disponibilité des nutriments.

- **L'agitation**

L'agitation assure l'uniformité de la température, de la concentration en substrat et des autres aspects chimiques, physiques et biologiques dans tout le digesteur. Ceci évite la formation des points morts et le dépôt d'une couche de boue au fond du réacteur (Appels et al., 2008). Cependant, les effets de la durée et de l'intensité de l'agitation sur la performance de la méthanisation sont contradictoires. Il a été démontré qu'une agitation adéquate favorise la bonne distribution du substrat, des enzymes et des microorganismes dans le digesteur (Lema et al., 1991), tandis qu'une agitation inappropriée résulte à la stratification et la formation d'une couche flottante de matières solides (Chen et al., 1990). Une agitation continue favorise la production de biogaz comparé à un digesteur non agité (Ho and Tan, 1985). Cependant, plusieurs auteurs (Chen et al., 1990; Ghaly and Ben-Hassan, 1989) ont confirmé le contraire. Néanmoins, une agitation intermittente serait idéale pour la conversion du substrat (Smith and Mah, 1966). D'autre part, l'intensité de l'agitation joue un rôle primordial dans la détermination des performances épuratoires du digesteur et la production du biogaz. Il a été démontré qu'une agitation intense en continu perturbe la structure des floccs microbiens et les relations syntrophiques qui relient les différents groupes de microorganismes et par la suite affecte négativement les performances du digesteur (Kim et al., 2000; Stroot et al., 2001).

- **Nutriments**

Les micro-organismes ont besoin d'un apport suffisant de macroéléments (azote, phosphore, etc...), d'oligo-éléments (cobalt, fer, nickel, etc...), et de vitamines pour une croissance optimale (Angelidaki et al., 2009). Les besoins en macroéléments peuvent être estimés à partir de la composition moyenne et du rendement de croissance de la biomasse microbienne (Lettinga, 1995). Concernant les oligo-éléments, les besoins sont plus difficiles à évaluer, car il est nécessaire de faire la différence entre leur présence et leur biodisponibilité réelle dans le digesteur (Speece, 1996), vu que certains cations métalliques essentiels peuvent être rendus inaccessibles par précipitation, notamment en présence de sulfures (Percheron et al., 1997).

La présence du cobalt, du nickel et du fer est primordiale pour les réactions enzymatiques impliquées dans le métabolisme des méthanogènes (Fermoso et al., 2009; Takashima et al., 2011) Sowers and Ferry (1985) ont par exemple montré qu'une concentration de moins 5µM en Fe²⁺ est responsable d'un ralentissement de la croissance des *Methanococoides methylutueus*. Une absence totale de Cobalt et de biotine (vitamine B) provoquait une réduction de croissance de

94%. Plusieurs autres études ont démontré l'importance de ces éléments métalliques dans le métabolisme de méthanogènes tels que : *Methanosarcina barkeri*, *Methanospirillum hungatii*, *Methanocorpusculum parvum*, *Methanobacterium thermoautotrophicum* (Demirel and Scherer, 2011). Tous ces macroéléments et oligo-éléments présentés dans ce paragraphe jouent un rôle intéressant dans le processus de digestion anaérobie comme reporté dans le Tableau 2.

Tableau 2 : Rôle de certains oligo-éléments dans le processus enzymatique de la digestion anaérobie au niveau du réacteur UASB (Fermoso et al., 2009)

Elément chimique	Fonction enzymatique
Cuivre (Cu)	Superoxide dismutase ; Hydrogenase Nitrite reductase ; Acetyl-CoA synthase.
Fer (Fe)	Hydrogenase; Co-hydrogenase; Methane monooxygenase; NO-reductase; Superoxide dismutase; Nitrite et Nitrate reductase ; Nitrogenase.
Nickel (Ni)	Co-dehydrogenase; Acetyl-CoA synthase Metyl-CoM reductase.
Cobalte (Co)	Vitamine B12 (Co-dehydrogenase, Methyltransferase).

I.3 Inhibiteurs limitant de la digestion anaérobie

Une population bactérienne peut être perturbée voir détruite si une substance est en trop forte concentration ou manquante. Cette toxicité ou inhibition se traduira le plus souvent par des caractéristiques de déstabilisation des digesteurs (déclin de la production de biogaz, l'accumulation d'AGV et/ou d'hydrogène et chute du pH).

Selon Garcia-Heras (2003), une classification simple des inhibiteurs de la digestion anaérobie, et plus particulièrement de la phase de la méthanogénèse peut être la suivante :

- Le ou les substrats : à cause de concentrations trop élevées (par inhibition des enzymes bactériennes) ;
- Certains produits de la dégradation elle-même : H^+ (pH), H_2 , NH_3^+ , H_2S , AGV, AGLC (acides gras à longues chaînes).

Les inhibiteurs les plus fréquents en digesteur anaérobie sont, les AGV, le pH, NH_3^+ et H_2S (Mata-Alvarez et al., 2000). De manière plus complète, il est possible d'ajouter à ces éléments, les nitrates, les nitrites, les métaux lourds ainsi que certains xénobiotiques tels que des solvants, des médicaments, des pesticides, des surfactants ou des phénols (Mata-Alvarez, 2002; Rouez, 2008; Silva et al., 2016), ainsi que l'oxygène pour les anaérobies strictes. Les concentrations inhibitrices relevées dans la littérature pour certains de ces composés ainsi que les communautés bactériennes affectées sont regroupées dans le Tableau 3.

Les composés inhibiteurs les plus fréquents en digestion anaérobie seront détaillés ci-dessous.

Tableau 3 : Composés inhibiteurs de la méthanogènes et étapes affectées

Concentrations	Impacts	Références
NH₃⁺		
<u>Conditions</u> :	<u>Résultats</u> :	(Liu et al., 2012)
1-1,5 g/L	DCO enlevé : 85–90%	
COA: 64 kg DCO/m ³ /j	MPR: 0,32m ³ /kg DCO éliminé	
<u>Conditions</u> :	<u>Résultats</u> :	
1,5–3g/L	Activité méthanogène est inhibée	
<u>Conditions</u> :	<u>Résultats</u> :	
0,3–1,02 g/L	Activité méthanogène non affecté.	
SO₄²⁺		
250 mg SO ₄ ²⁺ /L	le taux de la DCO éliminé a diminué de 70-80% à 32%	(Wang and Rothberg, 2006; Yilmaz et al., 2012)
H₂S		
CI (50 %) = 50 mg/L	Activité Méthanogène	(Wens et al., 2001)
CI (100 %) = 200 mg/L		(Batstone et al., 2002)
AGV		
CI (100 %) = 3000 mg/L	Ensemble du processus	(Mata-Alvarez, 2002)
CE > 10000 mg/L	Hydrolyse - Méthanogénèse	(AC Palmisano, 1969)
CE = 2000 - 6000 mg/L		(Siegert and Banks, 2005)
AGLC		
Peuvent être toxiques à faible concentration	Toutes les bactéries	(Batstone et al., 2002)
H₂		
p(H ₂) > 10 ⁻⁴ atm	Acétogènes	(Bayard et al., 2001)

CE (50) : concentration avec effet significatif (sur 50 % de la population testée); **CI (50 ou 100 %)** : concentration inhibitrice (de 50 ou 100 % de la population testée), **COA** : charge organique appliquée, **MPR** : Taux de production de méthane.

I.3.1 L'ammoniac

L'ammoniac est produit par la dégradation biologique de la matière azotée (protéines et urées) (Kayhanian, 1999). Plusieurs mécanismes de l'inhibition causés par l'ammoniac ont été proposés, comme le changement du pH intracellulaire et inhibition par des réactions enzymatiques (Wittmann et al., 1995).

L'ion ammonium (NH₄⁺) et l'ammoniac libre (NH₃) sont les deux formes principales de l'azote ammoniacal (Yenigün and Demirel, 2013). L'ammonium est considéré comme l'inhibiteur principal de la digestion anaérobie puisqu'il est sous la forme hydrophobe et peut traverser facilement les membranes de la cellule bactérien, causant par la suite un déséquilibre de proton, et/ou insuffisance de potassium (Bauer and Capone, 1985; Gallert and Winter, 1997; Kroeker et al., 1979; Sprott and Patel, 1986).

Parmi les quatre types de micro-organismes anaérobies, les méthanogènes sont les moins tolérants et les plus susceptibles d'avoir une carence de croissance due à l'inhibition par l'ammoniac (Kayhanian, 1994). Des recherches basées sur la comparaison de la production de méthane et le taux de croissance des bactéries ont montré que l'effet inhibiteur était en général plus fort pour l'aceticlastic que pour les méthanogènes hydrogenotrophic (Bhattacharya and Parkin, 1989; Borja et al., 1996; Koster and Lettinga, 1984; Robbins et al., 1989; Sprott and Patel, 1986; Zeeman et al., 1985). Alors que d'autres observaient relativement la forte résistance des bactéries méthanogènes consommatrices d'acétate par rapport aux celles qui utilisent l'hydrogène (Wiegant and Zeeman, 1986; Zeeman et al., 1985).

Quelques bactéries méthanogènes ont été isolées d'un digesteur de boue à savoir, *Methanospirillum hungatei*, *barkeri* de *Methanosarcina*, *thermoautotrophicum* de *Methanobacterium*, et *formicicum* de *Methanobacterium*. La bactérie *Methanospirillum hungatei* était la plus sensible, elle est inhibée à 4,2 g/l, les trois autres bactéries testées étaient résistantes à l'ammoniac au plus de 10 g/L (Jarrell et al., 1987).

Généralement, les concentrations au-dessous de 200 mg/L sont bénéfiques pour assurer une bonne digestion anaérobie, puisque l'azote est un aliment essentiel pour la croissance des micro-organismes anaérobies (Liu and Sung, 2002). Dans les conditions mésophiles, des concentrations en azote ammoniacal total autour de 1700-1800 mg/L sont complètement inhibitrices pour un inoculum non-acclimaté, tandis qu'après acclimatation, les microorganismes peuvent tolérer des concentrations allant jusqu'à 5000 mg/L (Yenigün and Demirel, 2013).

I.3.2 Les sulfures

Les sulfates sont des constituants présents dans plusieurs types d'eaux usées industrielles. Dans les réacteurs anaérobies, le sulfate est réduit en sulfures par les bactéries sulfato-réductrices. La présence d' H_2S contribue ainsi à la réduction du rendement en méthane et génère des problèmes de corrosion qui nécessitent un traitement au préalable du biogaz avant son utilisation (Chen et al., 2008a). Boone and Bryant (1980) ont montré que l'ajout d'acide sulfurique avait pour effet d'inhiber la dégradation du propionate dans une co-culture de bactéries sulfato-réductrices et de bactéries acétogènes.

Parmi les méthodes appliquées pour favoriser la réduction du sulfate dissous, les méthodes physico-chimiques (coagulation, oxydation, précipitation), ou conversions biologiques (oxydation partielle en élément soufré) (Song et al., 2001; Stefanie et al., 1994). Isa et al. (1986) ont montré que les MPB (Methane Producing Bacteria), aceticlastic et hydrogenotrophic avaient supportées jusqu'à 1000 mg/L d' H_2S . En plus, certains antibiotiques peuvent également constituer des inhibiteurs de la digestion anaérobie, tout comme les phénols et les aldéhydes (Siles et al., 2010).

I.3.3 pH et AGV

Les AGV sont les intermédiaires les plus importants dans le processus de digestion anaérobie, où ils sont dégradés par les bactéries acétogènes réductrices de protons en association avec des bactéries méthanogènes consommatrices d'hydrogène (Mechichi and Sayadi, 2005).

Cependant, la présence des AGV peut être toxique pour les micro-organismes, en particulier aux méthanogènes à une concentration entre 6,7 et 9 mol/m³ (Batstone et al., 2000). L'accumulation des concentrations d'AGV est le résultat de déséquilibre de processus de digestion anaérobie qui peut être causé par divers paramètres notamment : la température, la surcharge organique, et les composés toxiques (Mechichi and Sayadi, 2005). Dans le cas d'un dysfonctionnement, les méthanogènes ne sont plus capables d'éliminer rapidement l'hydrogène et les AGV. En conséquence, les acides s'accumulent et le pH diminue à une valeur très faible, ce qui peut inhiber l'hydrolyse/l'acétogénèse (Siegert and Banks, 2005).

La toxicité des AGV est due à une augmentation de la forme non dissociée, ces AGV peuvent circuler librement à travers la membrane cellulaire où ils se dissocient et provoquent donc une réduction du pH et une perturbation de l'homéostasie (Boe and Angelidaki, 2006). Selon Siegert et Banks (2005), l'augmentation de la concentration d'AGV dans un système de réacteur anaérobie discontinu a un effet significatif sur les phases métaboliques à savoir l'hydrolyse, l'acidogénèse et la méthanogénèse. Les tests de cette étude ont été effectués sur la cellulose et sur le glucose comme substrat principal pour la digestion. Indépendamment du pH du système, les AGV ont provoqué une inhibition de la digestion de cellulose à des concentrations de 2 g/L, tandis que pour le glucose à des concentrations de plus de 4 g/L. L'effet inhibiteur sur la production de biogaz a été évidemment observé au-dessus de 6 g/L, pour la cellulose et de 8 g/L pour le glucose (Siegert and Banks, 2005).

Les Acides gras à longue chaîne (AGLC) sont également formés pendant la dégradation de la graisse et des lipides et sont réduits à l'acétate et à l'hydrogène par la β -oxydation (Alves et al., 2001; Boe and Angelidaki, 2006). Les AGLC sont connus par leurs effets inhibiteurs à des basses concentrations sur les bactéries gram positives, et non pas pour les bactéries gram négatives (Chen et al., 2008b). De la même façon, Angelidaki and Ahring (1992) ont constaté que les AGLC (C-18) tel que l'acide oléique et l'acide stéarique présentent un effet inhibiteur à la concentration de 1 g/L. Ils ont également constaté que l'effet toxique était en quelque sorte permanent puisque la croissance n'est pas redémarrée quand les concentrations dans la culture ont été diluées. Le mécanisme de la toxicité d'AGLC est provoqué par adsorption avec la membrane cellulaire, qui inhibe les fonctions de transport et/ou de protection de la cellule.

Il a ainsi été montré par Alves et al. (2001); Chen et al. (2008b), que les bactéries méthanogènes et acetoclastic sont plus affectées par les AGLC que les méthanogènes hydrogenotrophic. De même, Wang et al. (2009) ont utilisé l'acide acétique, l'acide propionique, l'acide butyrique et l'éthanol comme substrats pour des tests de digestion anaérobie. Lorsque les concentrations d'éthanol, d'acide acétique et d'acide butyrique étaient de 2400, 2400 et 1800 mg/L, respectivement, il n'y avait pas d'inhibition significative de l'activité des bactéries méthanogènes. Cependant, lorsque la concentration en acide propionique a été augmentée à 900 mg/L, une inhibition significative est apparue, la concentration des bactéries a diminué de plus de 15%. Ces effets ont entraîné une accumulation d'éthanol et d'AGV, et par conséquent le rendement total en méthane est devenu très faible (<321mL/L).

II. Les lixiviats des déchets solides municipaux

Une des questions les plus importantes dans la gestion des déchets solides municipaux (MSW) est le traitement des lixiviats qui se produisent au cours de processus de fermentation des déchets mis en décharge. La percolation d'eau de pluie, les réactions biochimiques, et le taux d'humidité élevé contribuent à la génération des quantités énormes de lixiviats (Ahmed and Lan, 2012). Ce dernier est généralement caractérisé par une forte charge organique, ammoniac-azote, métaux lourds, et/ou sels inorganiques.

Par conséquent, le rejet direct de ces effluents est redoutés par le fait qu'ils peuvent sévèrement contaminer les eaux de surface, les eaux hydriques et le sol (Öman and Junestedt, 2008; Sanphoti et al., 2006). Il semble cependant que la toxicité réelle de ces rejets sur les écosystèmes n'est pas encore clairement détaillée. Pour élaborer un plan de gestion rationnel de lixiviats, il est important de disposer de moyens pour prévoir sa production quantitative, deux approches sont utilisées à cet égard, l'approche type bilan hydrique et l'approche type milieu poreux.

Actuellement dans la plupart des décharges marocaines, une partie de lixiviats récupérés en bas de la décharge est recirculés au sommet par le biais des puits menant aux canalisations souterraines de drainage de lixiviats. Une fois en surface il est séparé en deux fractions, la première est entraîné dans les fosses de stockage en attendant leur traitement, la seconde est pompé de façon homogène sur la masse de déchets. La recirculation permet d'assurer le taux d'humidité requise au sein de la décharge. Elle permettrait aussi une dégradation accélérée et une stabilisation rapide et complète de la matière organique. Cette pratique pourrait cependant conduire à un accroissement du taux de salinité au sein de la décharge et donc influencer négativement la minéralisation de la matière organique ainsi que l'augmentation de la concentration des polluants dans les lixiviats.

II.1 Mécanismes de formation et composition de lixiviats

➤ Mécanismes de formation

La formation des lixiviats de déchets ménagers et assimilés est la résultante de deux principaux mécanismes. D'une part, la présence d'eau dans la masse de déchets (infiltration non uniforme et intermittente d'eau de pluie et d'eau de ruissellement et présence d'humidité dans les déchets au moment de leur enfouissement) génèrent une phase liquide (El-Fadel et al., 1997) et d'autre part, les mécanismes biologiques et physico-chimiques complexes qui ont lieu au sein des déchets, permettent la solubilisation et la dégradation de composés organiques et inorganiques des déchets. Ainsi, en se chargeant progressivement en microorganismes et en substances chimiques minérales et organiques, la phase liquide devient un lixiviat reflétant l'hétérogénéité de la composition des déchets ménagers et assimilés qu'il traverse.

L'ensemble des facteurs qui affectent les processus de formation des lixiviats sont les suivants :

- Climatologie et hydrogéologie (précipitations évaporation, ruissellement, infiltration variation saisonnière du climat) ;
- Opérations et gestion de la décharge (hauteur des déchets, tassement compactage...) ;
- Compositions et caractéristiques des déchets (humidité, granulométrie, taux de la fraction fermentescible...) ;
- Mécanismes physico-chimiques et biologiques.

L'étude des interactions entre l'eau et les déchets peuvent se répartir en deux catégories :

les Mécanismes physico-chimiques : la variation du pH, du pouvoir tampon, de la salinité et du potentiel d'oxydo-réduction de lixiviats sont le résultat des mécanismes chimiques de solubilisation, complexation, oxydo-réduction, adsorption, neutralisation et transfert de matières (François, 2004).

Les processus biologiques aérobie et anaérobie : Ces processus jouent un rôle primordial dans la genèse des lixiviats. En effet, les déchets enfouis servent de substrat aux micro-organismes hétérotrophes (bactéries, levures, champignons) responsables de la dégradation de la fraction organique fermentescible. Grâce à l'action biochimique des enzymes extracellulaires sécrétées par les microorganismes du milieu, le contenu organique des déchets (protéines, hydrates de carbone, graisses, hydrocarbures, phénols, etc.) est dégradé en métabolites intermédiaires (polypeptides, acides aminés, amines, acides gras, aldéhydes, polysaccharides, quinines)(Renou et al., 2008c).

➤ **Composition**

La composition des lixiviats est fortement variable et hétérogène non seulement d'une décharge à une autre mais aussi au sein d'un même site. D'une façon générale, les lixiviats sont connus en tant qu'effluents liquides avec une couleur foncée et une forte odeur (Levy and Cabeças, 2006). La

couleur peut varier entre le jaune clair et le brun foncé, ceci est dû à la concentration d'ions ferreux Fe^{2+} et de son oxydation en Fe^{3+} . La forme Fe^{3+} et les complexes fulviques, donnent aux lixiviats une coloration brune (Chugh et al., 1998). En général, quatre types de composés sont classiquement trouvés dans les lixiviats (Pronost and Matejka, 2000) :

- La matière organique dissoute ou en suspension, issue de la biomasse, exprimée généralement en DCO (les AGV, les substances humiques et fulviques...);
- Les micropolluants organiques (hydrocarbures, composés aromatiques...);
- Les composés minéraux majeurs sous forme ionique (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , NH_4^+ , Fe^{2+}), HCO_3^- , Cl^- , SO_4^{2-} ...) ainsi que d'autres composés tels que les borates et les sulfites (Xu et al., 2006);
- Les cations de métaux lourds à l'état de traces, sous forme majoritairement complexée par des ligands minéraux (HCO_3^- , Cl^- , SO_4^{2-}) ou organiques (macromolécules de type humique et fulvique).

Classiquement, les principaux éléments se trouvant dans les lixiviats sont présentés dans le Tableau 4.

Tableau 4 : Evolution de certains paramètres contenus dans les lixiviats selon la phase acidogènes ou méthanogènes (Kjeldsen et al., 2002)

Paramètres	Acidogènes	Méthanogènes
pH	4,5 – 7,8	6,4 – 9
Alcalinité en $CaCO_3$ (mg/L)	160 – 15870	100 – 11500
Conductivité (mS/cm)	47 – 5200	160 – 1930
COT (mg/L)	350 – 29000	14 – 2270
DCO (mgO_2/L)	400 – 15200	1 – 8000
DBO5 (mgO_2/L)	500 – 68000	0,5 – 1770
N- NH_4^+ (mg/L)	8,5 – 3610	1 – 2040
N- NO_3^- (mg/L)	0,2 – 18	0,1 – 64
N- NO_2^- (mg/L)	0,01 – 1,4	0,01 – 7,2
P- PO_4^{3-} (mg/L)	0,05 – 22,6	0,01 – 18,4
SO_4^{2-} (mg/L)	4 – 2800	1 – 1190
Na (mg/L)	29 – 3000	4 – 3650
Cl (mg/L)	8,5 – 5000	1 – 5000
Fe (mg/L)	0,1 – 2300	0,2 – 330
Cr (mg/L)	0,01 – 1,5	0,00001 – 0,7
Ni (mg/L)	0,01 – 1,8	0,0036 – 0,6
Cu (mg/L)	0,003 – 1,1	0,00007 – 0,6
Zn (mg/L)	0,02 – 200	0,005 – 9
Cd (mg/L)	0,0002 – 0,1	0,00001 – 0,9
Pb (mg/L)	0,001 – 0,9	0,0001 – 1,9

Cependant la composition des lixiviats varie fortement pendant les différentes phases successives de dégradation anaérobie et aérobie au sein de la décharge (Tableau 4). Ainsi, trois types de lixiviats peuvent être identifiés en fonction de leur âge (Tableau 5).

Tableau 5 : Evolution de la composition des lixiviats en fonction du temps (âge)(Renou et al., 2008a)

	Lixiviats jeunes	Lixiviats intermédiaires	Lixiviats stabilisés
Age (année)	<5	5–10	>10
pH	<6,5	6,5–7,5	>7,5
DCO (g/L)	>10	4–10	<4
DBO5/DCO	>0,5	0,1–0,3	<0,1
AGV	80% (AGV)	5–30% AGV+ acide humique et fulvique	< 05% acide humique fulvique
Métaux lourds	Faible	Moyenne	Faible
Biodégradabilité	Importante	Moyenne	Faible

Avec l'augmentation de l'âge des déchets, le rapport DBO/DCO diminue en raison de la consommation des acides carboxyliques et les concentrations en azote ammoniacal (NH_4^+) augmentent suite à la décomposition des protéines (Kjeldsen et al., 2002). Par conséquent, un lixiviat jeune est caractérisé par un pH acide (< 6,5), un rapport DBO/DCO (> 0,5) et une faible teneur en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (< 400 mg/L), tandis qu'un lixiviat âgé est caractérisé par un pH légèrement basique (>7,5), une faible biodégradabilité (DBO/DCO < 0,1) et des teneurs élevées en NH_4^+ (> 400 mg/L) (Alvarez-Vazquez et al., 2004; Li et al., 2010; Renou et al., 2008a).

Selon d'autres auteurs (Aziz et al., 2011; Kalmykova et al., 2014; Varank et al., 2011), les lixiviats contiennent également d'autres composés tels que les composés phénoliques, les hydrocarbures, les hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP), les pesticides et les phtalates (0,7 à 17 200 $\mu\text{g/L}$).

II.2 Potentiel méthanogène des lixiviats jeunes

Comme le montre leurs compositions, les lixiviats jeunes peuvent être considérés comme une eau résiduaire très riche en matières organiques. Le lixiviat jeunes pourrait donc être une source rentable en matière de production d'énergie renouvelable (biogaz), lorsqu'ils sont traités correctement. Les technologies des réacteurs anaérobies sont devenues une approche très significative pour le traitement des effluents jeunes chargés en matière organique. L'utilisation de l'UASB ou l'EGSB a permis d'atteindre une efficacité d'élimination de la DCO comprise entre 62 et 96%, en outre, la production de méthane obtenu varie de 0,1 à 0,4 m^3/kg de DCO éliminés (Tableau 6), avec un taux de CH_4 compris entre 60% et 90%. Le Tableau 6 résume le potentiel méthanogène de lixiviats frais traités par différents réacteurs anaérobies (Luo et al., 2015).

Tableau 6 : Potentiel méthanogène des lixiviats traités par différents réacteurs anaérobies

Réacteurs anaérobie	DCO (g/L)	COA(Kg DCO/(m ³ .j))	Abattement DCO (%)	MPR m ³ /kg DCO dégradées	Méthane (%)
AD	50,53	3,37	79	0,04	63,4
CSTR	22,9–100,1	1,15–27,7	60–75	0,18–0,427	65
AMBR	5,0– 41,0	0,8–11,7	85–95,5	0,32	72,6
UASB	12, 5– 75,48	3,27–16,2	62–93	0,29–0,388	65–87
EGSB	24,14– 68,0	22,5–79	90–96	0,29–0,33	70–80
AF	5,47– 10,0	2,74–7,63	83–90	0,1–0,47	75
ABR	16, 33	15,70	92	0,324	–
AFBR	18, 08	18	90	0,39	75

COA : Charge organique appliquée MPR : Taux de production de méthane,

II.3 La Codigestion des lixiviats et d'autres substrats organiques

Des études ont montré que la codigestion des mélanges de déchets organique améliore le rapport C/N et diminuer la concentration de l'azote (Cuetos et al., 2008). L'utilisation d'un co-substrat avec une faible concentration de l'azote et de lipide augmente la production de biogaz, cela est dû à la complémentarité des caractéristiques des deux types de substrats. Plusieurs études ont prouvé aussi que des mélanges des déchets agricoles, municipaux et industriels peuvent être digérés ensemble plus rapidement et avec succès. A titre de comparaison, un récapitulatif des performances de la codigestion anaérobie des lixiviats et eaux usées est présenté dans le Tableau7.

Tableau 7 : Codigestion des lixiviats et eaux usées domestiques

La charge organique appliquée		Conditions opératoires					Performance	Référence	
DCO (mg/L)	DBO/ DCO	pH	R	Volume (L) de R	T°	TSH (j)	Rapport lixiviats/ Eaux usées	(%)	
1,09	0,4	-	SBR	-	20	1	0,11 (1:9)	95 DBO	(Diamadopoulos et al., 1997)
10,75	0,59	8,2	AS	2	-	1,3	6,7-13,3	60-90 DCO	(Cecen and Aktas, 2001)
2,43-37,02	0,2-0,4	7,3-7,9	AS	2	22	1-10	5-20	16-88 DCO	(Çeçen and Çakıroğlu, 2001)
10,75-18,42	0,55	7,7-8,2	AS	3,6 BA 2,5 BD	-	-	5-25	-	(Çeçen and Aktaş, 2004)

AS : activated sludge, SBR : sequencing batch reactor, BA : bassin d'aération, BD : bassin de décantation, R : Réacteur, TSH : temps de séjour hydraulique

La codigestion des lixiviats et d'autres effluents notamment les eaux usées domestiques et les effluents des industries agroalimentaires, en particulier les margines ont été également testées par de nombreux auteurs notamment dans l'objectif de concevoir des traitements centralisés sur site de décharge (Fezzani and Cheikh, 2010).

D'après des études faites par Çeçen et Aktas (2004), l'ajout de lixiviats à un système de traitement des eaux usées domestiques par boue activée peut avoir des effets négatifs, vu que ces lixiviats sont hautement concentrés en matière organiques et inorganiques. Cette étude a toutefois révélé que l'effet négatif de l'impact du lixiviat sur le système de traitement pourrait être évité par l'addition du charbon actif. En particulier, si le rapport lixiviats/eaux usées dépasse 5.

De même, Çeçen (2001) précise que le cotraitement des lixiviat et des eaux usées domestiques dans des réacteurs discontinus de boues activées est toute à fait possible en utilisant un ratio de lixiviat varie de 5 à 20 % (v/v). Par conséquent, le rapport de lixiviat ne devrait pas dépasser 20 % du total des eaux usées ou 50 % de la DCO initiale pour éviter des effets réversibles.

III. Gestion et procédés de traitement de lixiviats

Dans la majorité des pays en voie de développement, le problème du traitement des lixiviats constitue un défi majeur pour tous les acteurs impliqués dans le domaine de préservation de l'environnement. Jusqu'à présent, aucune solution universelle n'a pu être adoptée comme traitement définitif. Les technologies utilisées pour le traitement de lixiviats peuvent être classées en méthodes biologiques et physico-chimiques. Cependant, pour répondre aux standards stricts de qualité pour leur rejet direct dans le milieu naturel, des combinaisons de plusieurs traitements enchainés (biologiques, chimiques et membranaires) sont de plus en plus appliquées.

De point de vue technique, le choix de la technologie de traitement des lixiviats est conditionné par plusieurs facteurs à savoir :

- Le volume journalier et la composition des lixiviats à traiter ;
- Les objectifs de performance souhaités de la technologie de traitement ;
- Le rapport coût/qualité de la technologie de traitement ;
- Les conditions environnementales et climatologiques du site de traitement.

Les différentes technologies de traitement des lixiviats en fonction des objectifs escomptés sont reportées dans le Tableau 8:

Tableau 8 : Différentes technologies de traitement des lixiviats en fonction des objectifs souhaités

Technologies de traitement	Objectifs de traitement
Lagunage / aération prolongée Boues activées Réacteur discontinu séquencé (SBR) UASB(Up-flow Anaerobic Sludge Blanket)	Réduction de la charge organique
Nitrification aérobie Boue active Lagunage/aération prolongée Rotating biological contractor Réacteur discontinu séquencé (SBR) Ammoniac stripping	Réduction de la charge en l'ammonium
Chaux/ addition de d'autres coagulants Charbon active Osmose inverse Oxydation chimique	Réduction de la charge non biodégradable et la coloration
Osmose inverse Evaporation	Réduction de volume / pré-concentration

III.1 Traitement physico-chimique

Les procédés physicochimiques visent la réduction de la matière en suspension, particules colloïdales, phosphores/azote totale, couleur et composés toxiques par l'application des traitements comme flottation, coagulation/floculation, l'adsorption, l'oxydation chimique et l'air stripping. Tous ces traitements peuvent être appliqués en amont ou en aval d'une chaîne de traitements.

III.1.1 Adsorption

L'adsorption des polluants sur charbon actif sous forme de poudre (Aghamohammadi et al., 2007; Li and Zhao, 2001) ou en colonne (Lim et al., 2009) a été largement appliquée comme traitement secondaire des lixiviats. Ce procédé a été le plus souvent utilisé en combinaison avec d'autres procédés biologiques anaérobies et aérobies pour le traitement des lixiviats (Bu et al., 2010; Li et al., 2010). L'inconvénient majeur limitant l'adsorption sur charbon actif est le colmatage rapide des colonnes ainsi que la forte consommation de charbon actif. D'autres adsorbants utilisés pour le traitement des lixiviats sont présentés par le Tableau 9 (Renou et al., 2008b).

Tableau 9 : Performances de quelques adsorbants utilisés pour le traitement des lixiviats

DCO (mg/L)	DBO/DCO	pH	Adsorbant	Abattement DCO (%)	Référence
879–940	0,03	7,5	Charbon granulé	91	(Morawe et al., 1995)
625	0,3	7,9	Tourbe	69	(Heavey, 2003)
9500	-	7	Charbon active (0–2 g/L)	38	(Kargi and Pamukoglu, 2003)
1533-2580	0,03-0,04	7,5-9,4	CaCO ₃ (diamètre des particules entre 2–4 mm)	90	(Aziz et al., 2004)

III.1.2 Procédé d’Air stripping

L’air stripping est la technique la plus largement utilisé pour l’élimination de l’ammonium des lixiviats (Guo et al., 2010). Le principe de cette méthode est simple, il s’agit de transférer l’ammonium de la phase liquide vers la phase gazeuse. Ce phénomène est dépendant de deux équilibres thermodynamiques : l’équilibre de répartition de l’ammonium dans les phases gaz/liquide et l’équilibre de dissociation de l’ammonium dans la phase liquide.

Marttinen et al. (2002) ont rapporté une réduction de 89% de l'ammoniac à pH = 11 et à température de 20 °C pour un temps de rétention de 24h. Des taux élevés d'élimination de l'ammoniac ont été atteints aussi par Cheung et al. (1997a) avec utilisation d’un effluent fortement chargé en azote (0,5 à 0,7 g NTK/L). Leurs résultats ont montré que 93% d'azote ammoniacal a été éliminé avec un temps de rétention de 24h. Dans d’autres travaux récents, 85% et 99,5% de la réduction de l'ammoniac ont été respectivement atteints par (Ozturk et al., 2003a; Silva et al., 2004). Dans certaines situations de traitements, le problème de la mousse peut survenir s’il y avait une forte utilisation de bicarbonate de calcium pour l’ajustement du pH. Le Tableau 10 regroupe les performances de quelques études de traitement par l’air stripping.

Tableau 10 : Performance du procédé d’air stripping

NH ₄ ⁺ -N (mg/L) effluent	Durée de cycle d’air stripping(h)	Abattement de NH ₄ ⁺ -N (%)	Référence
556–705	24	76–93	(Kim and HUH, 1997)
74–220	24	89	(Marttinen et al., 2002)
1270	0,75	45	(Kargi and Pamukoglu, 2003; Kargi and Pamukoglu, 2004)
1025	17	85	(Ozturk et al., 2003a)
800	120	99,5	(Silva et al., 2004)

III.1.1 Précipitation chimique

Dans le cas de traitement des lixiviats, les précipitants chimiques sont largement utilisés comme prétraitements afin d’éliminer la forte teneur en azote ammoniacal (NH₄⁺-N). Dans une étude faite

par Li et al. (2010), ils ont confirmé que la performance d'un procédé classique de boues activées pourrait être significativement affectée par une forte concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, de plus, l'abattement de la DCO a diminué de 95 à 79%, lorsque la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ a augmenté de 50 à 800 mg /L, d'où la nécessité de se débarrasser de cet élément. Ainsi, beaucoup d'études ont été initiées pour enquêter sur les performances de différents flocculants (Tableau 11).

Li and Zhao (2001) ont étudié l'effet de La struvite phosphate d'ammonium magnésien (MAP) avec addition de $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ et $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ selon le rapport $\text{Mg} / \text{NH}_4 / \text{PO}_4$ de 1/1/1 et un pH de 8,5-9, La concentration d'ammonium a été réduite de 5600 à 110 mg/L dans 15 min. Altinbaş et al. (2002); Yangin et al. (2002) ont étudié également l'efficacité du MAP après un prétraitement anaérobie des eaux résiduaires domestiques mélangées avec les lixiviats. L'abattement optimal obtenu de l'ammoniac était de 66-86% avec un pH de 9,3.

Tableau 11 : Performances de quelques précipitants chimique utilisés pour le traitement des lixiviats

Conditions opératoires			Précipitant	Abattement (%)	Référence
DCO (g/L)	BOD/DCO	pH			
1,585	0,07	8,2	$\text{Ca}(\text{OH})_2$ (1g/L)	27 % DCO	(Baig et al., 1999)
7,511	0,19	8,22	$\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O})$ + $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12(\text{H}_2\text{O})$ ($\text{Mg}:\text{NH}_4:\text{PO}_4 = 1:1:1$)	40% DCO	(Li et al., 1999)
0,065–1,04	–	7,79–8,52	$\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O})$ + $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12(\text{H}_2\text{O})$ ($\text{Mg}:\text{NH}_4:\text{PO}_4=1:1:1$)	98% NH_4^+	(Li and Zhao, 2001)
35,0–50,0	0,5–0,6	5,6–7,0	($\text{Mg}:\text{NH}_4:\text{PO}_4=(1:1:1)$)	50 %DCO	(Ozturk et al., 2003a)

III.1.2 Coagulation-floculation

Ce traitement peut être utilisé avec succès pour le traitement des lixiviats stabilisés et âgés (Kang and Hwang, 2000; Monje-Ramirez and De Velasquez, 2004; Silva et al., 2004). Il est largement utilisé comme prétraitement (Amokrane et al., 1997; Tatsi et al., 2003; Zamora et al., 2000) avant l'étape d'osmose inverse, ou comme une étape finale de traitement de polissage afin d'éliminer les matières organiques non biodégradables . Le sulfate d'aluminium, sulfate ferreux, le chlorure ferrique et le chloro-sulfate ferrique sont couramment les plus utilisés comme coagulants (Amokrane et al., 1997; Ehrig, 1984). L'application du bio flocculant, en comparaison avec les coagulants inorganiques traditionnels a été étudiée par Zouboulis et al. (2004), pour l'élimination des acides humiques, une dose de 20 mg/L de bioflocculant s'avérait suffisante pour réduire plus de 85% d'acides humiques. Le Tableau 12, présente les performances de quelques coagulants et

floculants, ces études révèlent clairement que le sel de fer est le plus efficace (plus de 50% d'abattement de DCO) que ceux de l'aluminium (entre 10 et 40%).

Tableau 12 : Quelques coagulants et floculants utilisés pour le traitement des lixiviats

DCO (g/L)	BOD/DCO	pH	Coagulant	Concentration	Abattement DCO (%)	Référence
4–8,81	0,15	8,3	Ca(OH) ₂ +Fe ₂ (SO ₄) ₃	0,5–4+0–0,2g/L	39	(Loizidou et al., 1992)
6–8,2	0,11–0,17		Ca(OH) ₂ +Al ₂ (SO ₄) ₃	1,5 + 1 kg/m ³	42	(Papadopoulos et al., 1998)
7,4–8,8	0,05–0,06	8,5–9	FeCl ₃ +Al ₂ (SO ₄) ₃	0,1–1 g/L	53	(Welander et al., 1998)
0,33(*)	0,02	7,5	FeCl ₃	0,01mol/L	40–90	(Rivas et al., 2003)

(*) prétraité biologiquement

III.2 Traitement membranaire

La Microfiltration, l'Ultrafiltration, la Nanofiltration et l'Osmose inverse sont les principaux procédés membranaires appliqués pour le traitement des lixiviats des décharges. On peut distinguer entre eux par la taille des pores et la force motrice.

III.2.1 La microfiltration, L'ultrafiltration, nano filtration et osmose inverse

a) La microfiltration

C'est une méthode effective pour l'élimination des colloïdes et de la matière en suspension. Cette technologie est souvent utilisée en tant que prétraitement qui précède des procédés membranaires (UF, NF et OI) ou en l'associant avec des traitements chimiques. Cependant, la microfiltration ne peut pas être utilisée seule. Piatkiewicz et al. (2001) ont rapporté l'utilisation de la microfiltration comme une étape de pré filtration. Le taux de rétention était négligeable (abattement de la DCO entre 25% et 35%).

b) L'ultrafiltration (UF)

Elle est très efficace pour l'élimination des macromolécules et des particules, mais elle est fortement dépendante de la nature du matériau constituant la membrane. La membrane UF peut être utilisée pour le fractionnement de la matière organique et par la suite l'évaluation des masses moléculaires prépondérantes des polluants organiques dans les lixiviats.

Certains auteurs ont suggéré que l'ultrafiltration peut être effectivement employée comme prétraitement précédant l'osmose inverse. Elle permet de retenir les molécules de grande taille ce qui évite le colmatage des membranes d'osmose inverse. L'ultrafiltration a été également utilisée comme post-traitement du traitement biologique (Bohdziewicz et al., 2001). Les membranes

d'ultrafiltration ont été utilisées avec succès dans les bioréacteurs à membranes à l'échelle industrielle (Van Dijk and Roncken, 1997).

c) La nano filtration(NF)

Elle a été largement employée pour le traitement des lixiviats. Des particules ayant de taille supérieure à 300 Da sont efficacement retenues. De même, les membranes de NF sont capables de retenir les substances inorganiques à travers les interactions entre les ions et la membrane. Ces membranes ont été efficacement employées pour l'élimination des métaux lourds dans les lixiviats. Cependant, les membranes NF ont montré une performance modérée en matière d'élimination de la matière organique (Martinen et al., 2002).

d) Les membranes d'osmose inverses (OI)

Elles offrent des flux élevés et sont capables d'opérer sous différentes conditions de température et du pH. Elles constituent donc une alternative prometteuse pour le traitement des lixiviats. Avec des taux de rétention des contaminants organiques et inorganiques de l'ordre de 98-99%, les membranes osmose inverse peuvent être utilisées pour l'élimination des métaux lourds et de la matière en suspension et solubles dans les lixiviats (Kurniawan et al., 2006).

L'osmose inverse est un procédé de séparation, performante, sûr, facile à conduire mais pas simple à mettre au point et à dimensionner. La cause de ces difficultés est le colmatage rapide qui reste difficile à éviter ou limiter. L'utilisation de l'OI génère également la formation d'un résidu trop chargé en polluant non biodégradables et difficile à traiter, ce résidu est dans la plupart des cas incinérés et/ou mis en décharge.

III.3 Traitement biologique aérobie

Le traitement aérobie est utilisé pour la réduction des polluants organiques biodégradables et également la nitrification d'azote ammoniacal. Ce procédé biologique est basé sur l'aération et l'ajout de la suspension de biomasse. Plusieurs procédés aérobies ont été utilisés pour le traitement des lixiviats tels que le lagunage aéré, les boues activées, les réacteurs séquentiels (Bae et al., 1999; Li and Zhao, 2001; Lin et al., 2000). Les systèmes à biomasse attachée comme les lits fluidisés et les biofiltres ont attiré une attention croissante.

III.3.1 Les boues activées

Le lagunage aéré est généralement adaptés en tant que méthode très efficace et peu coûteuse pour l'élimination des microbes pathogènes, la charge organique et inorganiques. Leur simplicité d'entretien a rendu son choix très populaire pour le traitement des eaux usées résiduelles et en particulier dans les pays en voie de développement. Maehlum (1995) a utilisé un système de lagunage composé de deux bassins anaérobies -aérobies et des filtres plantés pour le traitement

biologiques des lixiviats. Il a obtenu un abattement global supérieur à 70% pour N, P et Fe avec des lixiviats dilués. Orupold et al. (2000) ont étudié l'efficacité du lagunage pour le traitement des composés phénoliques et de la matière organique dans les lixiviats. Des abattements entre 55 et 64% pour la DCO et entre 80 et 88% pour le phénol ont été atteints.

En effet, même si ce procédé est efficace pour l'abattement de la matière organique, des nutriments et de l'ammonium, plusieurs inconvénients ont tendance à limiter son utilisation : Production importante des boues et le besoin d'un temps d'aération plus long (Loukidou and Zouboulis, 2001), une demande énergétique importante (Hoilijoki et al., 2000) et finalement l'inhibition microbienne par les fortes concentrations en azote ammoniacal. Cependant, il s'est avéré que c'est une méthode inadéquate pour le traitement des lixiviats (Lin et al., 2000).

III.4 Traitements biologique anaérobie

Le traitement anaérobie ou digestion anaérobie s'avère approprié au traitement des effluents de forte charge organique, contrairement au processus aérobie, la digestion anaérobie conserve la consommation d'énergie et produit très peu de boue, mais très limité par les températures faibles. De même, il est possible d'utiliser le biogaz produit pour maintenir la température des digesteurs anaérobies en dessous de 35°C.

Les procédés anaérobies sont généralement divisés en trois générations de digesteurs (Tableau 13).

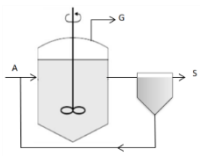
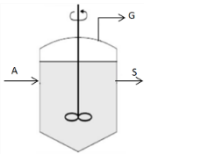
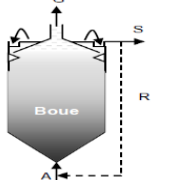
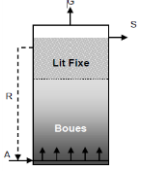
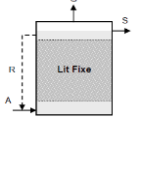
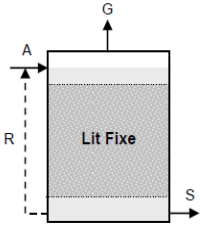
- La première génération est constituée des procédés à cellules libres dont les plus primitifs sont les réacteurs Imhoff, le lagunage anaérobie et les réacteurs infiniment mélangés (Guyot, 1990). L'alimentation peut être effectuée par le bas (réacteur à flux ascendant) ou par le haut (réacteur à flux descendant) et le brassage peut se faire par voie mécanique (une ou plusieurs hélices), par voie pneumatique (compression et recirculation du biogaz) ou par voie hydraulique (recirculation d'effluent). Les charges organiques admissibles sont faibles, de l'ordre de 0,5 à 5 Kg de DCO/(m³.j) .Cependant, le procédé présente l'avantage d'être simplifié et particulièrement adapté pour le traitement d'effluents fortement chargés en matière en suspension.
- Les procédés de deuxième génération sont caractérisés par des biomasses concentrées sous forme de biofilm fixé sur un support statique, Les réacteurs à lit de boues (UASB, EGSB, ...) sont basés sur la capacité naturelle que présentent certains types de bactéries à s'agréger pour former entre elles des granules. L'avantage principal des procédés à boues granulaires par rapport aux réacteurs à boues libres est la possibilité de concentrer la biomasse active dans le réacteur. De plus, la surface spécifique élevée des granules permet de maximiser les échanges bactéries/substrat organique.

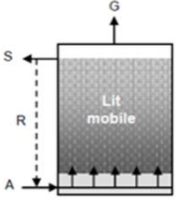
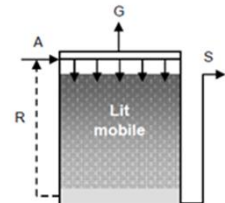
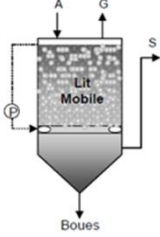
Les réacteurs à boues granulaires peuvent traiter des charges pouvant aller jusqu'à 40 g DCO/(L.j) et acceptent des TSH de quelques heures à quelques jours suivant la nature de l'effluent à traiter. La présence d'une quantité importante de matières en suspension dans l'effluent à traiter peut entraîner des problèmes sérieux tels que la baisse de l'activité spécifique, la formation de mousse ou encore un ralentissement de la croissance des granules et conduire à un lessivage complet du réacteur particulièrement lors de l'accumulation prolongée de solides (Cresson, 2006).

- Les procédés de troisième génération font appel à la fluidisation d'un lit microbien fixé sur un support synthétique ou naturel (GUYOT, 1990). Le réacteur fluidisé se caractérise par une fluidisation du lit supérieure à 50%, et le réacteur à lit expansé par une fluidisation de l'ordre de 20%. La surface de contact du support est très grande (supérieure à 200 m²/m³) et l'agitation est importante, ce qui élimine les problèmes de transfert de substrat. Les TSH sont inférieurs à 12 heures. Les charges applicables peuvent dépasser les 40 kg DCO/(m³.j) (Guyot, 1990).

Dans ce qui suit nous nous focalisons sur les études visant le traitement anaérobie des lixiviats, particulièrement les lixiviats jeunes riches en matières organiques (Ağdağ and Sponza, 2005; Mao et al., 2015; Marañón et al., 2006; Sil and Kumar, 2017; Sun et al., 2015; Xu et al., 2015). Les performances des procédés anaérobies en termes d'abattement de DCO et de production de méthane dans des conditions opérationnelles différentes sont présentées dans le Tableau 13.

Tableau 13 : Différents procédés de traitements anaérobies des lixiviats

1 ^{ère} Génération	 <p>a) Infiniment mélangé</p>		 <p>b) contacte anaérobie</p>	
2 ^{ème} Génération	 <p>c) bioréacteur à lit de boues</p>	 <p>d) bioréacteur à flux ascendant (UASB)</p>	 <p>e) bioréacteur Hybride</p>	 <p>f) bioréacteur à circulation interne (IC)</p>

3ème Génération	 <p>g) Réacteur à lit fluidisé à flux ascendant.</p>	 <p>h) Réacteur à lit fluidisé à flux descendant</p>	 <p>i) Réacteur à lit fluidisé à lit turbulé inverse</p>
-----------------	---	---	---

III.4.1 Réacteur UASB (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket)

Le réacteur de lit de boue à flux ascendant (UASB) est un procédé de traitement anaérobie qui peut avoir de haute efficacité de traitement dans un temps de séjour hydraulique (TSH) très court (Zaloum and Abbott, 1997). Les réacteurs d'UASB quand ils sont soumis à de forte charge volumétrique organique, ils montrent des performances importantes comparées à d'autres genres de réacteurs anaérobies (García et al., 1996). Les températures de processus rapportées sont généralement comprises entre 20 et 35 °C. Plus de 92% d'abattement a été obtenu par Kennedy and Lentz (2000) à de bas et intermédiaires taux de chargement organique (entre 6 et 19,7 g DCO /L.j)). Il a été mentionné aussi que Kettunen and Rintala (1998) ont montré que le lixiviats frais peut être traité par le procédé UASB à des basses températures, avec une charge appliquée de 1,5-3,2 g DCO/L et à température de 13-23 °C, les abattements obtenus sont de l'ordre de 65%-75% pour la DCO et plus de 95% pour la DBO₅.

Ces résultats prometteurs affirment que le traitement des lixiviats à des basses températures peut réduire au minimum les besoins énergétiques. Ce procédé est actuellement le plus répandu des réacteurs anaérobies compacts (Rajeshwari et al., 2000), il est très efficace pour le traitement des lixiviats ayant des DCO supérieures à 800 mg/L et des rapports de DBO/DCO supérieurs à 0,3 (Ağdağ and Sponza, 2005).

Plusieurs auteurs ont montré que l'utilisation du procédé d'UASB permet l'obtention d'importants rendements d'abattements. Ainsi, Zayen et al. (2010) ont obtenu des abattements de DCO entre 83 et 93%. De même, un volume de 0,388 m³ de biogaz/kg DCO éliminé a été obtenu avec un TSH de 0,77 jour et une charge organique comprise entre 6,6 et 12,6 kg/jour. De la même façon Li et al. (2011) ont étudié un système composé de Fenton-UASB-SBR pour le traitement des eaux usées industrielles. La concentration de Fenton ferreux utilisé était 300 mg/l, le peroxyde d'hydrogène était de 500 mg/L, le pH était de 3 et le temps de réaction était de 2 h avec utilisation d'un réacteur bi phasique d'UASB, opérant à température mésophile de 35 °C. L'abattement de la DCO et DBO₅ obtenus étaient de 65,5% et 52,9%, respectivement.

III.4.2 Filtre anaérobie et bioréacteur à membrane (BRM)

Dans un filtre anaérobie de flux ascendant, la biomasse est maintenue comme biofilms sur le matériel de support, Par exemple, Zayen et al. (2010) ont démontré que ce filtre anaérobie a pu réduire la DCO de 90%, avec un taux de la charge organique varie entre 1,26 et 1,45 kg DCO/(m³.j) et ceci pour différents âges de lixiviats. La production totale de biogaz s'est variée entre 400 et 500 L/kg DCO dont le taux de méthane est entre 75 et 85%.

Les BRM anaérobies ont été utilisé récemment pour le traitement des lixiviats. Des études réalisées par Bohdziewicz and Kwarciak (2008), qui ont étudié la performance d'un BRM anaérobie pour le traitement des lixiviats âgés mélangés avec des eaux usées industriels. Ils ont trouvé que l'abattement de la DCO est proportionnel à la dilution des lixiviats. Les performances optimales de digestion (90% en termes d'abattement de la DCO) ont été obtenues pour un TSH de 2 jours et une charge organique de 2,5 g DCO L/j. La production de biogaz était de 0,45L/g DCO éliminé/j. De même, Le traitement des lixiviats par un bioréacteur anaérobie à membrane dynamique en utilisant une DCO à l'entrée supérieure à 13 g/L a permet d'obtenir des rendements épuratoires supérieurs à 62% de la DCO (Xie et al., 2014). Le Tableau 14 répertorie les performances de quelques réacteurs anaérobies cités dans la littérature.

Tableau 14 : Performances de différents réacteurs anaérobies utilisés pour la méthanogènes des lixiviats frais

Caractéristiques de lixiviats			Conditions opératoires			Performances			Référence
DCO (g/L)	DBO/DCO	pH	COA (Kg DCO/(m ³ .J))	TSH(j)	T (C°)	DCO éliminée (%)	MPR (m ³ /kg DCO éliminée)	Méthane (%)	
DA 0,97–50,53	0,71–0,82	6,8–7,8	0,07–3,37	–	32±1	59–79	0,02–0,04	63,4	(Kheradmand et al., 2010)
UASB 3,95–14 20–30 8,55–12,5 11–16 70,39–75,48 30	≥0,5 0,45–0,67 – 0,62 – 0,6–0,9	6,5–7,5 7,2–8 7,2–7,9 7,6–8,0 3,9–6,4 5,5–6,5	3,273 4–13 6,6–16,2 7 12,5 15	54–17 4–1,5 0,77 2,4–1,4 – 2	– 35 30 35 35±1 25–40	24–62 86,3 83–93 80–88 82,4 71	0,29 0,27–0,35 0,388 0,34–0,38 0,31 0,211	65 77–80 – 85–87 65–80 –	(Castillo et al., 2007) (Gunay et al., 2008b) (Peng et al., 2008) (Castrillón et al., 2010) (Ye et al., 2011) (Govahi et al., 2012)
CSTR 22,9 10,01	– –	8,76 4,3	1,15 10,7–27,7	20 20–7,7	35 37	75 60	0,14–0,18 0,324	– 65	(Wang and Rothberg, 2006) (Nayono et al., 2010)
AMBR 41 5	0,57 –	7,31±0,1 –	6,27 8–11,7	7 1,5–1,1	37 35	90 95,2–95,5	0,46 0,252	62,8 72,6	(Zayen et al., 2010) (Trzcinski and Stuckey, 2010)
EGSB 66–68 24,146 25 25	– – – –	5,8–6,3 4,76 6,5–7,5 3,8–4,9	22,5 72,84 64 79	2,8 0,33 – –	35±1 35–37 34–36 34–36	94–96 490 85–90 90–95	0,29 0,519 0,32 0,33	60–80 65–70 – –	(Liu et al., 2010) (Liu et al., 2011) (Sung and Liu, 2003)
AF 5,47 10	- -	6,94 7,8	2,74 0,76–7,63	2 30–3	38 35	83 75–90	0,47 0,1	70–75 –	(Mukherjee and Kumar, 2007) (Wang and Banks, 2007)
ABR (7,6–16,3)	0,4	6,88–7,6	4,08–15,70	4-0,5	35±1	81–92	0,324	-	(Chen et al., 2008a)
AFBR 18,08	-	7	18	1	35	90	0,39	75	(Turan et al., 2005)

COA : charge organique appliquée MPR : taux de production de méthane

Le procédé d'UASB répond-il aux contraintes techniques, financières et environnementales locales de la région ?

Les lixiviats jeunes sont des effluents complexes trop chargés en molécules et métabolites provenant des activités biologiques d'hydrolyse et d'acidogènes qui se produisent au sein d'un centre d'enfouissement et valorisation (CEV). Ces composés trouvés dans les lixiviats jeunes (acides gras volatils, en particulier) sont très facilement biodégradables par voie biologique. Par contre, les lixiviats âgés emmagasinés dans les décharges posent également problème à cause de leur richesse quant à lui en longues molécules, provenant de produits polymérisés très stables et difficilement biodégradables, doublée de caractéristiques physico-chimiques dangereuses dont le traitement est devenu un défi inquiétant. Il faut aussi rappeler que plusieurs études ont été récemment réalisées au sujet du traitement de lixiviat en utilisant diverses techniques à savoir : (physico-chimique, osmose inverse, évaporation, filtration...). En revanche, ces techniques ont montré des limites relatives à la question du rapport coût/qualité de traitement, du fait de l'insuffisance de fonds et des dettes cumulées par les communes. C'est pourquoi il est donc primordial de mener des travaux de recherche pour développer des combinaisons de traitements plus rustiques répondant d'une part aux caractéristiques des lixiviats en question et aux contraintes techniques et financières des petites et moyennes municipalités et d'autre part, respectant les normes de rejets dans les milieux naturels.

La nature et la composition des déchets, les conditions dans lesquelles ils ont été enfouis, le mode d'exploitation du site ou encore les conditions climatiques auxquelles ils sont soumis ont une grande influence sur la nature et la quantité de lixiviats produits. Diverses techniques de traitement peuvent être utilisées à cet effet, elles sont souvent complémentaires.

Les procédés biologiques (UASB, SBR, air stripping) sont principalement adaptés aux lixiviats jeunes biodégradables, tandis que les procédés physicochimiques (précipitation, coagulation/floculation, adsorption, oxydation) sont préférentiellement utilisés pour des lixiviats stabilisés ou pour éliminer un polluant ciblé. Cependant, compte tenu de la grande variabilité de la composition de ces effluents, ces procédés sont souvent complémentaires, les procédés physico-chimiques servant de prétraitement ou de traitement de finition.

Parmi cette panoplie de technologie de traitement, nous avons adopté le procédé UASB en raison de :

- La forte charge organique des lixiviats et leur nature biodégradable ;
- Les conditions climatiques favorables de la région, vu que la saison sèche peut s'étendre sur 8 mois avec les températures supérieures à 26°C et peuvent aller jusqu'à 48°C (économie d'énergie de chauffage du réacteur UASB) ;

- l'utilisation de réacteur UASB en circuit fermé avec les bassins de stockage des lixiviats, de façon à atteindre deux avantages : le premier consiste à produire du biogaz utilisable pour le chauffage de réacteur et pour l'éclairage de la décharge, le deuxième avantage vise la réduction des charges polluantes en termes de DCO, azote, AGV et autres polluants, dans la mesure de faciliter et d'augmenter l'efficacité du traitement postérieure.

IV. Evaluation du potentiel méthanogène

La digestion anaérobie est l'un des processus qui contribue à la dégradation des matières organiques mortes, végétales ou animales et à leur transformation en éléments gazeux et minéraux. Cette dégradation de matière organique se déroule en anaérobiose selon 4 étapes biochimiques à savoir, l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse. Elles conduisent essentiellement à la formation d'un mélange gazeux composé essentiellement de méthane (CH₄) et de dioxyde de carbone (CO₂).

Parmi plusieurs substrats organiques, les déchets ménagers et les lixiviats sont généralement des déchets très riches en matière organique (plus de 65 %), ce qui en fait un déchet très intéressant pour une valorisation par digestion anaérobie. Ces déchets sont en effet fortement méthanogènes : 322 à 571 L CH₄ /kgMSV (Hansen et al., 2004; Peu, 2011).

De manière générale, l'évaluation expérimentale de la biodégradabilité anaérobie d'un déchet, consiste à en placer un échantillon dans des conditions d'incubation plus ou moins contrôlées puis à suivre dans le temps la production de métabolites intermédiaires ou encore des composés finals de la dégradation (Angelidaki, 2002; Veeken and Hamelers, 2000).

Le Potentiel Bio Méthanogène (BMP) est considéré comme un des principaux tests de mesure de la biodégradabilité appliqués aux déchets ménagers. Le substrat à tester, ainsi qu'une certaine quantité d'inoculum et de minéraux sont placés dans des flacons hermétiquement clos. Des analyses qualitatif et quantitatif de la phase gaz permettent d'établir une cinétique de production du méthane. L'incubation est réalisée jusqu'à l'arrêt de la production de biogaz, afin d'obtenir le potentiel ultime du substrat testé. Le substrat étudié doit être incubé dans des conditions d'anaérobiose optimisées où les principaux facteurs affectant la méthanogénèse doivent être contrôlés afin d'éviter l'occurrence de phénomènes inhibiteurs (Angelidaki and Sanders, 2004).

Le biogaz cumulé lors de ces tests peut être modélisé selon plusieurs modèles mathématiques. Ces modèles décrivent l'évolution de la production au cours du temps. Ils sont caractérisés par un ou plusieurs paramètres. Des modèles primaires simples sont disponibles comme le modèle exponentiel à deux paramètres, le modèle logistique à trois ou quatre paramètres, le modèle de Baranyi, le modèle logistique avec délai, le modèle de Gompertz à quatre paramètres modifié par Zwietering et en fin le modèle de Richards modifié par Dalgaard et Koutsoumanis (Tableau 15).

Tableau 15 : Modèles de simulation utilisés pour le suivi de la cinétique de production du biogaz

Modèle	Equation	Equations modifiée	Référence
Logistique	$y = \frac{a}{[1 + \exp(b - cx)]}$	$y = A / \{1 + \exp\left[\frac{4\mu m(\lambda - t)}{A} + 2\right]\}$	Verhulst, 1838
Gompertz	$y = a \cdot \exp[-\exp(b - cx)]$	$y = A \exp\{-\exp\left[\mu m \cdot \frac{e(\lambda - t)}{A} + 1\right]\}$	(Gibson et al., 1988)
Richards	$y = a\{1 + v \cdot \exp[k(\pi - x)]\}^{-\frac{1}{v}}$	$y = A\{1 + v \cdot \exp(1 + v) \cdot \exp\left[\frac{\mu m}{A} \cdot (1 + v) \left(1 + \frac{a}{v}\right) \cdot (\lambda - t)\right]\}^{-\frac{1}{v}}$	(Zwietering et al., 1990)
Stannard	$y = a\{1 + \exp\left[-\frac{l + kx}{p}\right]\}^{-p}$	$y = A\{1 + v \cdot \exp(1 + v) \cdot \exp\left[\frac{\mu m}{A} \cdot (1 + v) \left(1 + \frac{a}{v}\right) \cdot (\lambda - t)\right]\}^{-\frac{1}{v}}$	

Récemment, certains auteurs ont étudié la prédiction du potentiel de production de biogaz en utilisant le modèle modifié de Gompertz (Adiga et al., 2012; Iqbal Syaichurrozi and Sumardiono, 2014) et le modèle cinétique de premier ordre (Kafle et al., 2012).

Le modèle modifié de Gompertz a été développé par Zwietering et al. (1990) pour prédire la croissance bactérienne, en supposant que le taux de production de biogaz avait une correspondance avec le taux de croissance bactérienne méthanogène dans le digesteur.

Les deux modèles donnent des résultats différents pour la prévention de production de biogaz. Selon Kafle et al. (2012) la prédiction du rendement du biogaz à l'aide du modèle modifié de Gompertz (Erreur du modèle est entre 0,7 et 13,7%), ce dernier était plus précis que le modèle du premier ordre (erreur du modèle est entre 9,2-37,1%). D'autre part Raposo et al. (2004) ont rapporté qu'une cinétique de premier ordre pourrait être utilisée pour prédire le rendement en biogaz avec une erreur du modèle (moins de 10%). Budiyo and Sumardiono (2014) ont étudié l'effet du pH et du rapport DCO/N sur la production de biogaz en utilisant les deux modèles en question.

IV.1 Etapes de la croissance bactérienne

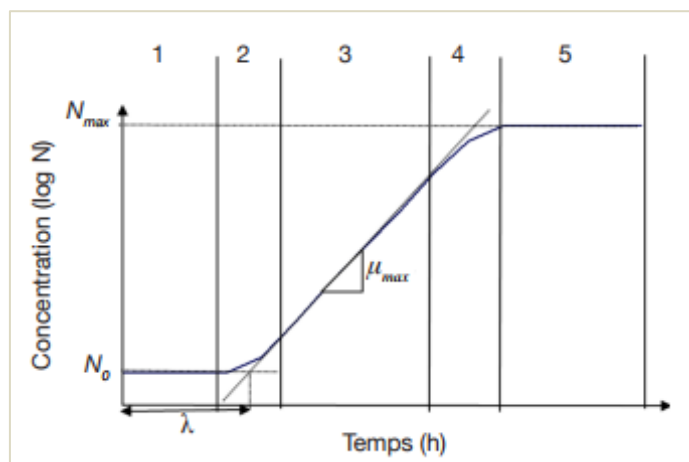
La croissance microbienne se traduit par une augmentation en taille ou en nombre des microorganismes. Pour provoquer une croissance microbienne dans une culture, il faut fournir aux cellules initiales les nutriments nécessaires et des conditions environnementales favorables. Si les conditions sont favorables à la croissance, l'évolution de la population microbienne suit toujours le même profil.

La Figure 3 décrit la courbe de croissance d'une culture bactérienne et ses différentes phases (Delhalle et al., 2012) :

- 1. la phase de latence (λ)** : cette phase correspond à l'adaptation de l'inoculum (N0) à son nouvel environnement. Durant cette période, la vitesse de croissance est nulle ($\mu = 0$),
- 2. la phase d'accélération** : les bactéries commencent à se multiplier pour atteindre progressivement la vitesse maximum de croissance (μ_{max}) ($0 < \mu < \mu_{max}$),

3. **la phase exponentielle** : la vitesse de croissance des bactéries est maximum ($\mu = \mu_{max}$),
4. **la phase de décélération** : la vitesse de croissance devient progressivement nulle ($\mu_{max} > \mu > 0$),
5. **la phase stationnaire** : la vitesse de croissance est nulle ($\mu = 0$) et la culture atteint sa densité maximale ($N = N_{max}$) avec, parfois, une phase ultérieure de décroissance de la population.

Figure 3 :
croissance
bactérienne



Etapes de la
d'une culture

De nombreux modèles primaires ont été développés pour représenter les croissances de population microbienne. Les modèles les plus couramment utilisés en microbiologie prévisionnelle pour l'estimation des paramètres de croissance à partir de données observées sont le modèle exponentiel, le modèle logistique et le modèle de Monod qui sont à l'origine de la plupart des travaux de modélisation. Nous ne ferons ici qu'un rappel de quelques-uns qui feront l'objet de nos travaux de recherche.

IV.2 Modèle exponentiel

La première théorie sur la croissance de populations remonte au XVIII^{ème} siècle avec l'étude de (Malthus, 1798). Son modèle est le plus simple, il suppose que la variation de densité bactérienne est décrite par l'équation différentielle linéaire suivante :

$$X = \mu x \quad (1)$$

Où x est l'effectif de la population considérée à l'instant t , μ est le taux de croissance constante. En supposant la condition initiale $x(0) = x_0$, la solution de l'équation différentielle (1) est :

$$X = U_{max} e^{ut} \quad (2)$$

Ce modèle ajuste bien la phase de croissance exponentielle, mais il est mal adapté pour décrire les croissances que l'on observe dans la nature et qui sont généralement limitées. Les autres modèles que nous allons présenter vont permettre de généraliser le modèle exponentiel en intégrant les phases de croissance stationnaire et les transitions entre les différentes phases de croissance.

Extension du modèle exponentiel

(Zamora and Zaritzky, 1985) ont proposé une extension simple du modèle exponentiel (3) permettant de tenir compte de la phase de latence :

$$X(t) = \begin{cases} X_0 & \text{si } t \leq \lambda \\ X_0 e^{(t-\lambda)\mu} & \text{si } t > \lambda \end{cases} \quad (3)$$

Où λ est le temps de latence, ce modèle suppose que le démarrage de la croissance exponentielle se fait brutalement sans phase de transition et ne prend en compte ni la saturation du milieu ni la décroissance.

IV.3 Modèle logistique

Verhulst et al. (1838) ont proposé une équation différentielle, afin de modéliser la croissance d'une population animale se stabilisant au cours du temps. Cette équation (4) est connue sous le nom de loi Logistique. Elle repose sur l'hypothèse que l'accroissement relatif de la variable x modélisée décroît de façon linéaire avec elle.

$$\dot{x} = u_{max} \left(1 - \frac{x}{K}\right) x \quad (4)$$

La capacité limite du milieu (Carrying capacity) K étant proportionnelle au nombre de proies.

A ce jour, les applications de cette loi sont généralisées, et couvrent à la fois les descriptions de croissance de cellules, d'organes ou d'organismes. En particulier, dans le cas de la description d'une cinétique de croissance de micro-organismes, elle prend la forme suivante (5), pour laquelle x représente la population microbienne et μ_{max} la vitesse spécifique de croissance :

$$\dot{x} = \mu(x)x = \mu_{max} \left(1 - \frac{x}{K}\right) x \quad (5)$$

Le paramètre μ_{max} est la vitesse spécifique de croissance maximale supposée atteinte dès le début de la culture. K est la capacité limite du milieu. Cette capacité limite correspond à la population maximale qui est obtenue en fin de croissance, lors de la phase stationnaire. Pour une condition initiale $x(0) = x_0$, la solution est donnée par Eq (6) :

$$x = \left(\frac{x_0 e^{\mu_{max} t}}{1 - \frac{x_0}{K} (1 - e^{\mu_{max} t})} \right) \quad (6)$$

Ce modèle simule la vitesse de croissance par des équations qui font intervenir uniquement le temps et la concentration en biomasse.

IV.4 Modèle de Gompertz modifié

Gibson et al. (1988) ont proposé l'utilisation des modèles logistiques et de Gompertz. Les paramètres du modèle de Gompertz ne sont pas directement interprétables. Ainsi, Zwietering et al. (1990) ont pour cette raison proposé une simplification de ces deux modèles en faisant apparaître les paramètres classiques : concentration initiale x_0 , concentration maximale K , temps de latence λ et taux de croissance maximale μ_{\max} .

Le modèle de Gompertz modifié (7) est un modèle purement empirique qui ajuste en général les données de croissance observées de manière satisfaisante. Néanmoins, il présente un certain nombre d'inconvénients mentionnés par divers auteurs (Dalgaard, 1995; van GERWEN and Zwietering, 1998; Whiting and Cygnarowicz-Provost, 1992). Ce modèle n'est pas directement utilisable pour simuler des croissances en conditions environnementales variables dans le temps. La formulation mathématique (forme analytique) de ce modèle (Eq7) (Figure ci-dessous) :

$$P = A \exp\{-\exp[(\mu \cdot \frac{e}{A}) (\lambda - t) + 1]\} \quad (7)$$

Où P est la production cumulée du méthane (mL/gSV), A est le potentiel méthanogène (mL/gSV), μ_{\max} est le taux maximum de production du méthane (mL/h), λ est la durée de la phase de latence (lag phase) (heure) et t est le temps

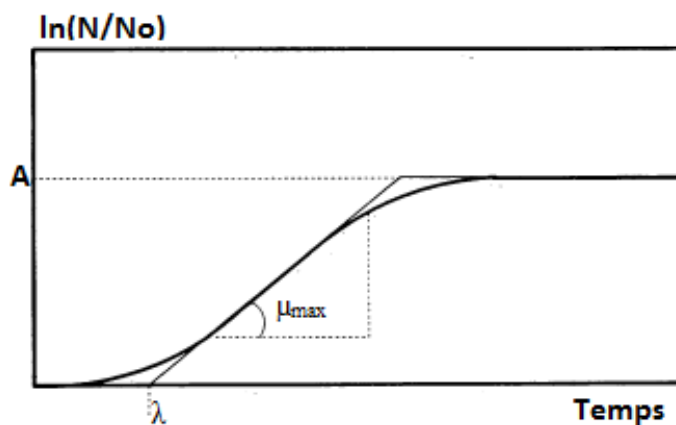


Figure 4 : Courbe de production cumulée de biogaz en corrélation avec le modèle de Gompertz

Partie II : Matériels et Méthodes

I. Conception et description des bioréacteurs pilote utilisés

Ce travail de thèse a pour objectif d'étudier la codigestion anaérobie des lixiviats jeunes avec les margines et les eaux usées, tout en procédant par des tests batch suivis par le procédé d'UASB, selon les étapes suivantes :

- Etude d'optimisation de la digestion anaérobie des lixiviats jeunes en réacteur batch par des tests BMP ;
- Etude de la codigestion anaérobies des lixiviats/margines et lixiviats/eaux usées par utilisation des tests BMP ;
- Etude de la codigestion anaérobie des lixiviats jeunes et margines en utilisant le procédé Ai stripping-UASB ;
- Etude de la recirculation des lixiviats sur les déchets municipaux enfouis.

Dans cette deuxième partie, nous allons présenter une description de l'ensemble des matériels et méthodes utilisées dans le cadre des travaux de cette thèse. Elle est divisée en deux axes, le premier axe décrit le détail relatif aux réacteurs pilote ainsi que les protocoles expérimentaux adoptés pendant toutes les expériences effectuées. Le deuxième axe est destiné aux différentes méthodes de mesures effectuées et aux outils de modélisation utilisés pour l'analyse des résultats obtenus.

I.1 Bioréacteur anaérobie en culture batch : Test BMP

Le bioréacteur utilisé dans cette partie a été développé dans le but de pouvoir étudier des tests de potentiel bio-méthanogènes (BMP) de lixiviats seuls et en codigestion avec les margines et les eaux usées domestiques (chapitre 1,2 et 3). Il a été dimensionné en utilisant des bouteilles cylindriques en polyéthylène de capacité de 1,5 litre. Au sommet de chaque bioréacteur (bouteille), deux orifices sont installés, le premier permet d'accueillir le biogaz produit au cours de la fermentation anaérobie, et le deuxième sert à faire passer le biogaz produit dans un dispositif de mesure quantitatif, placé avant un analyseur portable de biogaz de type Multetic 540. Les volumes de biogaz sont mesurés à pression atmosphérique. Les expériences ont été conduites à température ambiante oscillante entre 29 et 37°C. Une image réelle ainsi qu'un schéma du bioréacteur et ces composantes sont présentés dans la Figure 5.

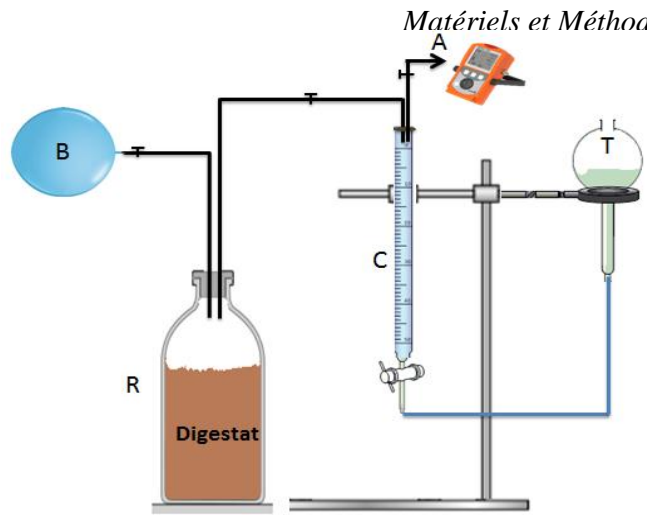


Figure 5 : Schéma du bioréacteur discontinu batch avec le dispositif de mesure du biogaz
 A : analyseur portable de biogaz ; R: Réacteur ; B: ballon de stockage de biogaz ; C,T: dispositif de mesure quantitatif de biogaz.

I.2 Couplage du prétraitement d'air stripping avec réacteur UASB

Le système comprenant l'air stripping-UASB est composé d'une chaîne de deux procédés, le premier est un réacteur d'air stripping type (SGI), constitué d'une cuve cylindrique en verre de 10 cm de diamètre et de 30 cm de hauteur, et offrant un volume utile de 4 litres (Figure 6). Les essais d'air stripping sont conduits à température fixée à 37 °C. Le pH de l'effluent est ajusté à 7, avant de procéder à l'injection de l'air à l'aide d'une solution de KOH. Afin d'éviter le problème de la mousse, le réacteur est alimenté à la base par une arrivée d'air assurée par un compresseur, avec un flux d'air suffisant et non excessive (2L/min).

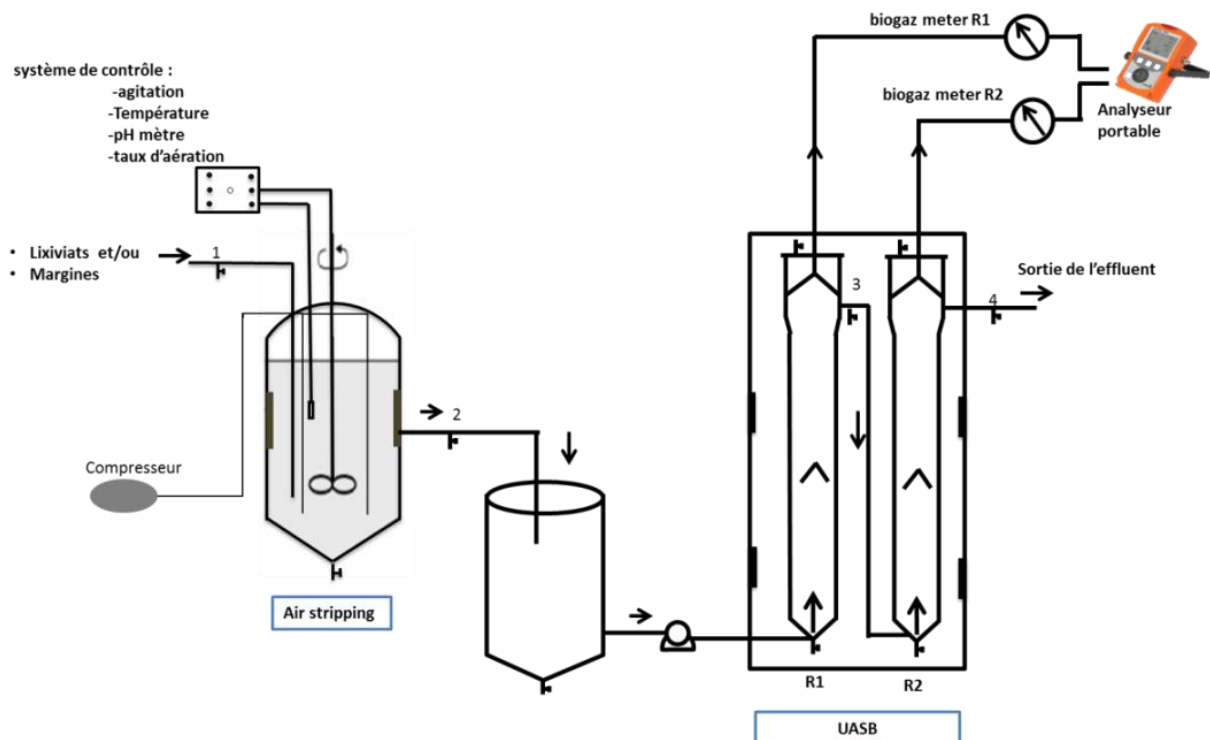


Figure 6 : Schéma du procédé UASB couplés avec l'air stripping

La durée totale d'un cycle d'aération est préalablement optimisée et fixée à 48 heures. Le suivi de la température, du pH, du taux d'aération et de la vitesse d'agitation à l'intérieur du réacteur se fait simultanément et en continu par des sondes fixées sur le couvercle. Ces derniers sont reliés à un logiciel informatique permet le contrôle et le suivi des paramètres en cours de mesure.

Le deuxième procédé est un réacteur UASB, placé après l'aire stripping. Il est formé de deux colonnes circulaires en PVC (R1 et R2), ayant chacun 78 cm de hauteur et 7 cm de diamètre et offrant un volume total de 6 L (Figure 6). Ils sont munis des résistances électriques pour maintenir constante la température de digestion à $37\pm 2^\circ\text{C}$. Une pompe péristaltique pilotable à débit variable permet de fixe le TSH et assure l'alimentation du réacteur. Des points de prélèvement sont mis à l'entrée et à la sortie de chaque étape de traitement. Le volume de biogaz produit est stocké dans un ballonne fixé en tête du réacteur, le suivi quantitatif et qualitatif du biogaz s'effectue tous les 4 jours.

I.3 Bioréacteur pilote de simulation de la recirculation des lixiviats

a) Origine et caractérisation des déchets utilisés

Les déchets utilisés lors de cette étude sont des déchets ménagers et assimilés (DMA) frais collectés de la décharge non contrôlée de la ville de Béni Mellal. Environ 450 kg de déchets ont été collectés et ont subi une caractérisation complète. Les déchets utilisés sont principalement constitués de déchets organiques à hauteur de 67% avec une granulométrie inférieure à 80mm comprenant à la fois les fermentescibles issus de la cuisine et du jardin, le bois et les papiers-cartons (Photo 1). Cette forte proportion de fermentescibles est bien évidemment nécessaire pour pouvoir envisager d'appliquer une digestion anaérobie réussite. Leur humidité initiale est de 69,2%. Une caractérisation complète est donnée dans le Tableau 16.



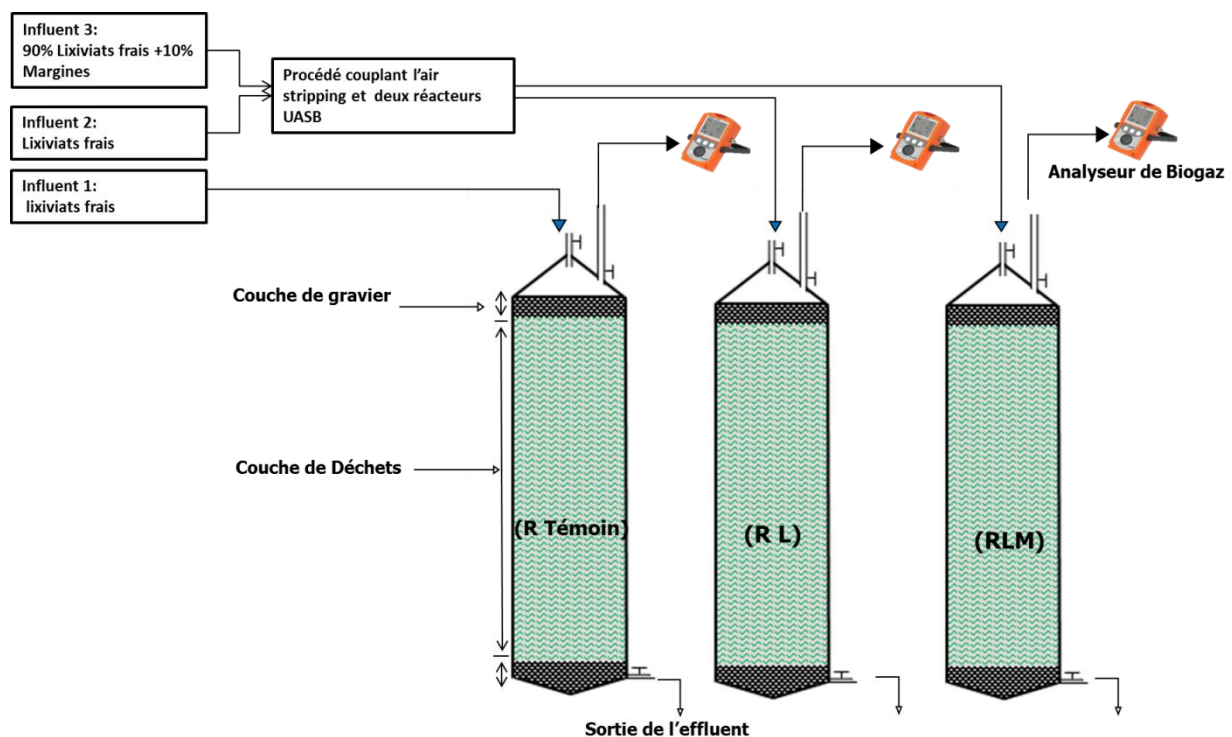
Photo 1 : Préparation des échantillons de déchets

Tableau 16 : Caractérisation du massif de déchets utilisés

Caractérisation	Pourcentage (%)
Fraction organique	67
Matière indésirable	33
Humidité	69,2
pH	6,4
Solides volatils	71,4

b) Dimensionnement et remplissage des bioréacteurs pilote des essais de recirculation

Trois bioréacteurs pilot ont été mis en place au laboratoire. Ces bioréacteurs ont été dimensionnés de manière à pouvoir simuler les conditions de recirculation des lixiviats dans la décharge et à améliorer la représentativité de cette étude pilote. Chaque bioréacteur a été construit en utilisant un tube en PVC de 6 cm de diamètre et 56 cm de hauteur, offrant un volume utile de 1,5 L. Une couche drainante homogène constituée de graviers ronds non-calcaires, d'environ 5 cm a été placée au fond de chaque bioréacteur, permettant d'assurer le drainage des lixiviats vers le point bas du bioréacteur, et de maintenir le fond du bioréacteur au moment du remplissage (Figure 7).

**Figure 7** : Schéma des bioréacteurs de recirculation utilisés

Le remplissage des bioréacteurs et le compactage manuel des déchets ont été effectués en utilisant des déchets municipaux (Tableau 16), leurs densités est de l'ordre de 180 kg/m^3 .

A la fin du remplissage une couche drainante supérieure est placée pour assurer une distribution uniforme du lixiviat dans la couche de déchets et éviter au mieux la formation de chemins préférentiels. La collecte éventuelle des lixiviats recirculé est assuré par une vanne placée à la base, le biogaz produit est prélevé au sommet des réacteurs et traverse un outil de mesure quantitatif pour arriver enfin à un analyseur portable. La température d'incubation est maintenue à $37\pm 2^{\circ}\text{C}$ à l'aide de résistances électriques.

I.4 Analyse du biogaz : volume et composition

I.4.1 Mesure du volume de biogaz

Le volume du biogaz produit est mesuré par la méthode du déplacement de l'eau, en utilisant une colonne cylindrique graduée de capacité de 100 mL, et une éprouvette graduée de même volume (Figure 5).

Le volume de biogaz produit correspond au volume déplacé de l'eau dans la colonne cylindrique graduée. La lecture du volume de biogaz se fait directement sur la colonne graduée et le résultat obtenu est exprimé en litre par jour de biogaz produit à température ambiante ($28\pm 2^{\circ}\text{C}$) et à pression atmosphérique.

I.4.2 Mesure de la composition du biogaz

La composition du biogaz produit est déterminée par un appareil portable de type (MULTETEC 541) avec une détection par infrarouge (Photo 2). Après branchement de l'appareil en tête du digesteur et après ouverture de la vanne du biogaz produit, ce dernier va passer premièrement par un filtre membranaire et en suite par l'analyseur portable. La composition du biogaz est affichée directement sur l'écran (CH_4 , CO_2 , O_2), la lecture est pris après stabilisation du résultat affiché. L'appareil permet également de mesurer la concentration de H_2S , l'intervalle de son détection ce situ entre 1 et 5000 ppm.



Photo 2 : Analyseur portable du Biogaz (MULTETEC 541)

I.4.3 Régression de courbes cumulatives de production du biogaz

Trois types de modèles de régressions ont été appliqués sur les courbes de productions cumulées du biogaz obtenues par la digestion en culture batch.

L'équation de Gompertz modifiée a été utilisée afin d'analyser les productions cumulées de biogaz obtenues pour chaque expérimentation, et particulièrement celles présentant des phases de latence. Elle a été développée initialement dans le but de décrire des courbes de croissance bactérienne et a été modifiée notamment afin de décrire la production cumulée de biogaz dans une culture batch. Elle s'exprime selon l'équation suivante (Lay et al., 1996) :

$$P = A \exp\left\{-\exp\left[\left(\mu_m \frac{e}{A}\right)(\lambda - t) + 1\right]\right\}$$

- P : Production cumulée de biogaz (mL/gSV) en fonction du temps t (j)
- λ : Temps de latence (j)
- A : Potentiel de production de biogaz (mL/gSV)
- μ_m : vitesse maximale de production de biogaz (mL/(gSV.j))

L'équation de Gompertz permet de représenter des courbes d'allure sigmoïdale à l'aide de trois paramètres explicites (A, μ_m et λ). La Figure ci-dessous illustre l'allure d'une telle courbe et précise la signification des trois paramètres associés, A, μ_m et λ .

Les courbes de régressions ainsi que leurs paramètres cinétiques associés, ont été tracés et estimés à l'aide de logiciel « Matlab R 2013a » (Figure 8).

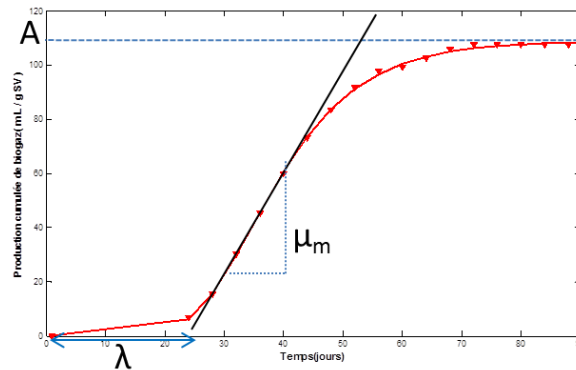


Figure 8 : Courbe de Gompertz et paramètres associés

Les autres types de modèles de régressions sont le modèle logistique et exponentiel, ils s'appliquent de la même façon que le modèle de Gompertz.

I.4.4 Définition des paramètres de dimensionnement et de rendements

a) Temps de séjours hydraulique(TSH)

Le temps de séjour hydraulique (TSH), qui est l'inverse du taux de dilution (Q/V) doit être suffisant pour permettre la croissance des populations bactériennes. Il s'exprime de la manière suivante :

$$\text{➤ } TSH (h) = \frac{\text{volume de réacteur (L)}}{\text{débit d'alimentation (L.h}^{-1}\text{)}}$$

$$\text{➤ } \text{Vitesse d'ascension (m.h}^{-1}\text{)} = \frac{\text{Hauteur du réacteur (m)}}{TSH}$$

b) Les rendements épuratoires

Ils sont obtenus en rapportant le volume de biogaz produit à la quantité de DCO dégradée ou DCO entrante au cours de la même période de traitement

$$\text{➤ } \text{Paramètre1} = mL / (\text{gDCO dégradé} * \text{jour})$$

$$\text{➤ } \text{Paramètre2} = mL / (\text{gDCO introduit} * \text{jour})$$

c) Les charges organiques en digestion anaérobie

La charge s'exprime souvent en DCO pour les effluents et en quantité de matières volatiles pour les solides. Dans le cadre de nos travaux, elle a été exclusivement ramenée à la quantité de DCO introduite étant donné que nous traitons uniquement des effluents liquides. Elle s'exprime de la manière suivante : g DCO /L ou g DCO/(L.j).

II. Méthodes d'analyses des lixiviats

II.1 Récupération et conservation des lixiviats

Les lixiviats sont récupérés directement au niveau des camions de collecte de déchets municipaux de la décharge sauvage de la ville de Béni Mellal, dans un réservoir en polyéthylène souple et étanche (Photo 3). Le réservoir est ensuite transporté à la FST Béni Mellal et déposé à température ambiante. Les échantillons à analyser sont retenus conservés à 4°C.





Photo 3 : Récupération et transport de lixiviats

II.2 Mesure des paramètres globaux

II.2.1 pH et conductivité

Les mesures du pH ont été réalisées à l'aide d'un pH-mètre de marque HANNA pH211, ayant une électrode en verre qui est immergée dans un volume d'échantillon, le résultat s'affiche directement en valeur décimale. Avant chaque mesure, l'électrode est rincée avec de l'eau distillée, de plus un étalonnage journalier est effectué avec des solutions tampon de 4,00 et 7,00 à 20 °C. La précision du pH mètre est de $\pm 0,1$ unité pH.

La conductivité a été mesurée également à l'aide d'un conductimètre de marque (HANNA HI2300). Une mesure intégrée de la température permet une compensation automatique de la valeur de la conductivité en fonction de la température de la solution (Température de référence: 25°C).

II.2.2 Dosage de l'azote totale et l'azote ammoniacal

L'azote total Kjeldahl (NTK) prend en compte deux formes d'azote : l'azote organique total et l'azote ammoniacal. Cette analyse ne prend pas en compte les nitrites et les nitrates.

- **Dosage de l'azote total**

1. Minéralisation

La phase de minéralisation est réalisée en milieu acide (H_2SO_4), avec ajout de catalyseur de minéralisation (de sulfate de potassium). L'échantillon est mis à chauffage pendant 30 minutes à 150°C, 30 minutes à 220°C, 30 minutes à 280°C et finalement deux heures à 370°C jusqu'à apparition de fumées blanches, toute cette opération est réalisée dans un appareil de digestion (minéralisation)

2. Distillation

Après minéralisation, l'échantillon est placé dans le système d'entraînement de la vapeur avec l'ajout de 50 mL de d'hydroxyde de sodium à 400 g/L. Le distillat est recueilli dans une fiole erlenmeyer contenant 10 mL d'acide borique à 10 g/L.

3. Dosage

L'ammoniac est ensuite dosé par une solution d'acide sulfurique (0,05 mol/L), en présence de l'indicateur coloré de Tashiro. Les résultats sont exprimés en (g) d'azote par litre d'échantillon

- Dosage de l'azote ammoniacal

La concentration en ions NH_4^+ est déterminée selon le même principe, sans effectuer l'étape de minéralisation.

II.2.3 Détermination de la matières volatils et matière sèche

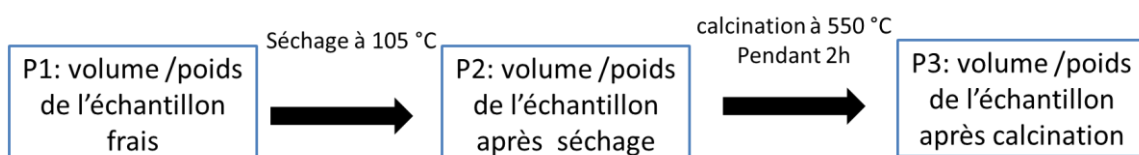
Afin de déterminer la teneur en matière sèche (MS) et en solides volatils (SV), un volume ($V=10\text{mL}$) d'échantillon de lixiviats est introduit dans un creuset en porcelaine préalablement séché, de masse connue (P_1). Cette capsule est ensuite placée dans une étuve à 105°C pendant 24 heures. L'eau est ainsi évaporée et il ne reste dans le creuset que la matière sèche. Durant ce séchage, les composés volatils comme les AGV sont volatilisés : ils ne sont pas comptés dans la mesure de la matière sèche. Le creuset est ensuite pesé après refroidissement dans un dessiccateur (P_2). La différence de masses correspond donc à la matière sèche contenue dans l'échantillon. Le creuset est ensuite mis au four à 550°C pendant deux heures.

Après refroidissement, le creuset est de nouveau pesé (P_3), il ne reste plus que la matière minérale. La masse de la matière organique est obtenue en faisant la différence entre la masse de matière sèche et la masse de matière minérale.

Le pourcentage des solides volatils (SV) est donc peut être calculés soit par rapport au poids de l'échantillon frais ou au poids de l'échantillon séché :

$$\text{➤ solide volatile (\%)} = \frac{(P_3 - P_2) * 100}{P_1}$$

$$\text{➤ Matière sèche (\%)} = \frac{P_2 - P_1}{P_1} * 100$$



Les mesures de SV et MS sont réalisées en trois répétitions.

II.2.4 Demande chimique en oxygène (DCO)

La DCO correspond à la consommation d'oxygène nécessaire à l'oxydation complète de la matière organique du substrat. Elle est mesurée selon une méthode normalisée décrite par (Rodier et al., 1996). Après avoir décanté l'échantillon pendant une durée de 2h, il est ensuite filtré par un filtre de diamètre 0.45 micromètre.

La matière organique retenue dans l'échantillon est oxydée en milieu acide (H_2SO_4), en présence de sulfate d'argent (Ag_2SO_4) jouant le rôle de catalyseur d'oxydation et de sulfate de mercure (II) permettant de complexer les ions chlorure, par excès de bichromate de potassium ($K_2Cr_2O_7$). Après 2 heures de digestion à 150 °C, la DCO est déterminée par le dosage en retour, l'excès de bichromate est dosé par une solution de sulfate de fer et d'ammonium en présence d'un indicateur coloré (Ferroïne) par dosage colorimétrique.

II.2.5 Dosage des acides gras volatils (AGV)

Divers composés connus sous le nom d'acides gras volatils (AGV) sont produits en tant que substrats intermédiaires lorsqu'une matière organique est dégradée dans ces conditions anaérobies. Par ailleurs, ces AGV peuvent, à une concentration supérieure à 3000 mg/L inhiber le processus de méthanisation (Moletta, 1989, 2008; Vedrenne, 2007). En d'autres termes, une surcharge ou une présence des substances inhibitrices dans un réacteur anaérobie réduit l'activité des biomasses méthanogènes et provoque une accumulation des acides gras volatils qui à leur tour augmentent l'acidité dans le réacteur en réduisant le pH (Lahav et al., 2002).

Il convient donc de faire de temps en temps un contrôle de comportement dynamique de ces AGV afin de pouvoir agir sur le réacteur pour maintenir son activité à une valeur optimale. Cela trouve la justification en ce sens que la concentration en AGV constitue un bon indicateur d'évaluation de la stabilité ou de stress du réacteur anaérobie (Moletta, 2008).

La revue de la littérature montre que plusieurs techniques ont été développées et utilisées pour doser ces AGV. On peut citer notamment, la méthode colorimétrique (Montgomery et al., 1962), les méthodes chromatographiques (HPLC, GC), (Hey et al., 2013; Ibrahim et al., 2014) et les méthodes titrimétriques (Anderson and Yang, 1992; Buchauer, 1998; Hey et al., 2013; Lahav et al., 2002; Lahav and Morgan, 2004; MOOSBRUGGER et al., 1993).

Quoique les méthodes chromatographiques soient les plus fiables, elles ne sont pas d'accès facile, du fait qu'elles exigent des équipements spécialisés et coûteux. La méthode colorimétrique est simple mais moins précise (Buchauer, 1998). La technique de titrage par contre, offre les avantages d'être simple, moins coûteuse, rapide et fiable.

Une méthode de dosage par titration reportée par (Rodier et al., 1996), consiste à acidifier un volume (v) d'eau jusqu'à pH 3,5 avec de l'acide sulfurique (par exemple 0,1 M), puis chauffer jusqu'à ébullition pendant quelques minutes (3 minutes est une durée habituellement conseillée). Après refroidissement, le dosage de l'acidité est réalisé par de la soude 0,1 M :

- Jusqu'à pH 4 (volume V de soude correspondant),
- Puis en continuant jusqu'à pH 7 (volume cumulé de soude V').

La teneur en AGV est alors donnée par l'expression :

$$AGV (mg/L \text{ d'acide acétique}) = \frac{(V' - V) \cdot 6000}{V}$$

II.2.6 Dosage des métaux lourds

Les principaux métaux lourds analysés sont : le cuivre, le nickel, le plomb, le cadmium, le fer et le zinc, ces derniers étant les plus fréquemment retrouvés dans les lixiviats d'ordures ménagères. Les échantillons sont préalablement filtrés sur des membranes de porosité 0,45 µm, puis minéralisés à chaud par l'eau régale (3 volumes de HCl pour 1 volume de HNO₃) afin d'éviter les interactions de la matrice organique. Les concentrations en ions métalliques ont été déterminées à l'aide d'un spectrophotomètre d'absorption atomique (ICP-AES) disposant d'un système de correction Zeeman de l'absorption de la matière organique. La limite de détection est de l'ordre de 0,1 µg/L et varie selon l'élément à doser.

Partie III : Résultats et Discussion

PARTIE 1 : LA CODIGESTION EN CULTURE BATCH : TEST BMP

Chapitre 1 : Caractérisation des lixiviats et étude d'optimisation de la digestion anaérobie par des tests de potentiel bio méthanogène (BMP).

Chapitre 2 : Etude de la codigestion anaérobie des lixiviats et margines en condition d'effluent non renouvelable (batch) : Suivi de la cinétique de production de biogaz et BMP.

Chapitre 3 : Etude de la codigestion anaérobie des lixiviats et eaux usées domestiques en condition d'effluent non renouvelable (batch) : Suivi de la cinétique de production du biogaz et BMP.

PARTIE 2 : LA DIGESTION ET CODIGESTION EN CULTURE CONTINUE : REACTEURS UASB

Chapitre 4 : Etude de traitement des lixiviats jeunes par couplage d'air stripping et procédé d'UASB : suivi de la cinétique de production de biogaz et les rendements épuratoires.

Chapitre 5 : Etude de cotraitement des lixiviats jeunes et Margines par couplage d'air stripping et UASB : suivi de la cinétique de production de biogaz et les rendements épuratoires.

Chapitre 6 : Etude de la recirculation des lixiviats sur les déchets municipaux en utilisant des bioréacteurs anaérobies : suivi de la qualité de biogaz et des lixiviats recirculés.

PARTIE 1 : LA CODIGESTION EN CULTURE BATCH : TEST BMP

Chapitre 1 : Caractérisation des lixiviats jeunes et étude d'optimisation de la digestion anaérobie par des tests de potentiel bio méthanogène (BMP)

I. Introduction

Les lixiviats jeunes ont généralement un caractère acide et une composition incompatible avec leur valorisation par voie anaérobie. Les expériences décrites dans ce chapitre tentent d'examiner l'influence de divers prétraitements, à savoir l'ajustement du pH, l'inoculation de boue et l'air stripping sur l'aptitude des lixiviats jeunes à entrer rapidement en méthanogénèse et à produire du biogaz via les tests de Potentiel Bio Méthanogène (BMP). Les conditions de culture ont été conduites en utilisant des bioréacteurs anaérobies batch fonctionnant à température mésophile. L'objectif pratique est donc de déterminer les combinaisons de prétraitements les plus favorables permettant d'optimiser la digestion anaérobie des lixiviats jeunes et d'atteindre le rendement maximal en méthane.

Très peu d'études ont été consacrées à la digestion anaérobie des lixiviats jeunes vu leurs compositions physicochimiques incompréhensibles avec la voie d'anaérobie (Luo et al., 2015). Par contre, beaucoup d'études ont été dernièrement focalisées sur le traitement des lixiviats âgées (Govahi et al., 2012; Sil and Kumar, 2017). L'un des problèmes majeurs de la valorisation énergétique de lixiviats jeunes est lié aux fortes concentrations d'azote ammoniacal et le pH acide, qui inhibe la digestion anaérobie et la production du biogaz, l'alternative qui peut être utilisée pour résoudre ce problème est l'application du processus de l'air stripping avec ajustement du pH (Guštin and Marinšek-Logar, 2011). L'air stripping a été utilisé par de nombreux auteurs comme prétraitement visant l'élimination de l'azote de différents effluents, tel que lisier de porc (Bonmati and Flotats, 2003), lixiviats (Cheung et al., 1997b) et eaux usées provenant de la production d'engrais minéraux (Minocha and Rao, 1988). Il a été également montré par Bonmati and Flotats (2003) que l'air stripping avec ajustement du pH permet une réduction de 96% d'ammonium et améliore la production de méthane.

Ce chapitre s'articule en quatre étapes, la première étape sera consacrée à la caractérisation physicochimique des lixiviats jeunes objet de cette étude, afin de mieux connaître leur composition et mieux comprendre leur comportement lors de la valorisation par digestion anaérobie, et de mieux appréhender les caractéristiques qui peuvent amener aux inhibitions de procédé. Dans la deuxième étape, les différents prétraitements à savoir l'ajustement du pH, l'air stripping et l'inoculation de boue seront appliqués selon des combinaisons bien déterminées. Dans la troisième, les échantillons prétraités seront mis dans plusieurs réacteurs batch et incubés à

température mésophile pendant une période de trois mois. Cette étape repose sur la mesure périodique de la production quantitative et qualitative du biogaz produit (Angelidaki, 2002; Lacour, 2012). La quatrième étape portera sur l'analyse des courbes de production cumulée du biogaz en utilisant le modèle de Gompertz et d'exponentiel. Ces modèles permettront d'obtenir des constantes cinétiques à savoir le potentiel maximal de biogaz (A), temps de latence (λ) et la vitesse de production journalière (μ). Enfin les prétraitements les plus efficaces en matière de rendement en biogaz seront déterminés et appliqués dans les chapitres suivants en amont de la digestion et codigestion anaérobie des lixiviats et autres effluents organiques.

II. Protocol expérimental

II.1 Tests et conditions expérimentales de détermination de BMP

Pour tester l'influence du pH, de l'aération et de l'inoculum sur le potentiel méthanogène des lixiviats nous avons réalisé une série de combinaison entre l'ensemble de ces prétraitements. La matrice des prétraitements utilisés est reportée dans la Figure ci-dessous :

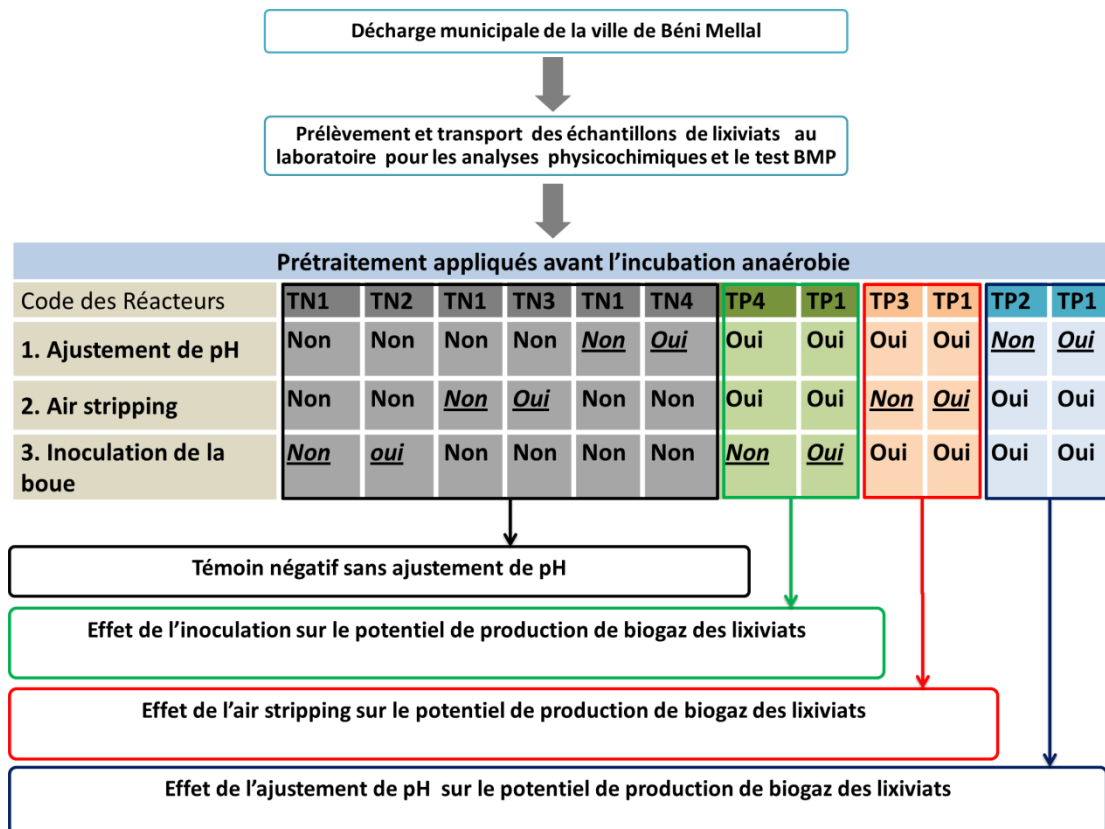


Figure 9 : Matrice des prétraitements du plan d'expérience

Au total, douze digesteurs de 1500 mL ont été remplis par des échantillons de lixiviats jeunes préparés selon les prétraitements donnés par la Figure 9.

Le détail des caractéristiques des digesteurs utilisés pendant cette étude est présentée par la Figure 10.

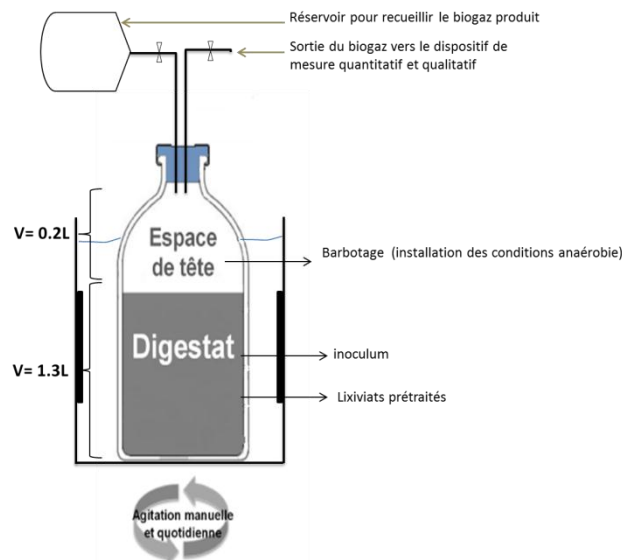


Figure 10 : Conditions expérimentales du test BMP

Les prétraitements appliqués aux lixiviats avant de procéder au test BMP sont :

1. **L'ajustement du pH des lixiviats à 7, par la solution de KOH ;**
2. **L'air stripping pendant une durée de 48 heures, et un taux d'aération de 2L/min ;**
3. **L'inoculation de 100 mL de la boue dégazée provenant du digesteur urbain de la ville Khouribga.**

Après remplissage, les digesteurs sont obturés à l'aide de bouchons en plastique liés avec des ballons de stockage de biogaz. Ils sont ensuite incubés à température ambiante allant de 29 à 37C° avec une agitation manuelle quotidienne permettant le bon développement de la flore microbienne. Toutes ces expériences sont menées en trois répétitions et suivies pendant trois mois, jusqu'à l'arrêt de la production du biogaz.

Les expériences effectuées ont permis de visualiser l'effet de chaque prétraitement appliqué sur la cinétique de production de biogaz est comme suit :

- **TP1 et TP2 : Etude de l'effet de l'ajustement du pH**
- **TP1 et TP3 : Etude de l'effet de l'air stripping**
- **TP1 et TP4 : Etude de l'effet de l'inoculation de boue**

Les productions cumulées du biogaz sont exprimées en millilitre par gramme de matières organiques du digestat initial. Un témoin négatif est réalisé en trois répétitions dans les mêmes conditions opératoires pour chaque prétraitement étudié.

Afin de pouvoir comparer et comprendre les courbes de la cinétique de production de biogaz, nous avons appliqué la modélisation de Gompertz. Cette dernière permet de déterminer, à partir des productions cumulées de biogaz trois principaux paramètres :

- La durée d'entrer en méthanogènes (λ),
- La vitesse de production journalière de biogaz (μ)
- La production maximale de biogaz (A).

III. Résultats et discussions

III.1 Analyse des digestats initiaux et finaux

La quantité de lixiviats nécessaire pour entamer ce travail de thèse a été prélevée à partir de la décharge de la ville de Béni Mellal. Cet échantillon a été transporté directement au laboratoire où il a été conservé à 4°C.

Les lixiviats jeunes prélevés auprès des bennes tasseuses sont caractérisés par une coloration jaunâtre ayant un pH acide et possédant une valeur très importante de DCO témoignant de la forte présence de la matière organique dans cette matrice (Tableau 17). La valeur de la DCO trouvée dans ces lixiviats (42,6 g/L) est beaucoup plus élevée que la valeur standard exigée par les normes relatives aux rejets publics et qui est de l'ordre de 500 mg/L, d'où la nécessité de traiter ce rejet avant son renvoi dans le milieu naturel. La conductivité du lixiviat est aussi élevée à cause de la présence des ions inorganiques tels que les sulfates, les chlorures et l'ammonium. Il est aussi à signaler que ces lixiviats contiennent une quantité assez importante d'AGV qui renseigne sur un état de dégradation relativement avancé.

Tableau 17 : Caractérisation de lixiviats jeunes utilisés

	pH	Conductivité (ms/cm)	DCO (g/L)	MO (g/L)	NH ⁺ ₄ (mg/L)	AGV (g/L)
TN1	5,1±0,2	28,74±1,2	42,6±0,5	30,21±1,6	785±40	16,2±0,8

Les concentrations en DCO, conductivité et ammonium sont typique à celles de lixiviats jeunes tel que montré par (Farquhar and Rovers, 1973; Labbe, 1996), à l'exception de la teneur en AGV qui est très élevée (20 g/L).

III.2 Effet de l'ajustement du pH

Le suivi de la production du biogaz au niveau des réacteurs batch TP1, TP2, TP3 et TP4 a permis d'obtenir les courbes journalières et cumulées suivantes (Figure 11):

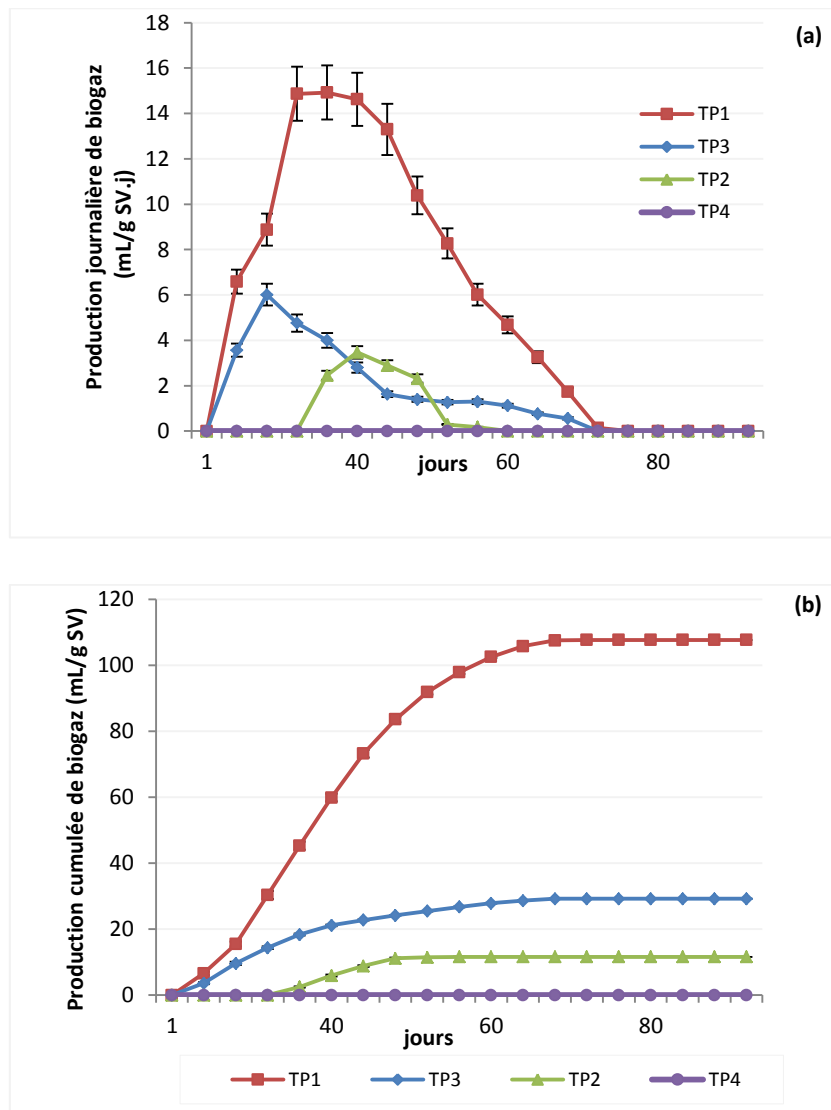


Figure 11 : Production journalière (a) et cumulée (b) du biogaz pour les tests batch étudiés (TP1: pH+O₂+boue; TP2: O₂+boue TP3: pH+boue; TP4: pH+O₂)

Les digesteurs batch TP1, TP2, TP3 et TP4, dont le pH est ajusté ont produit des volumes significatifs du biogaz inflammable. Par contre, les autres digesteurs à savoir TN1, TN2, TN3 et TN4 dont le pH est non ajusté sont caractérisés par une production de biogaz négligeable. De ce fait, la présentation graphique des résultats de production de biogaz a concerné seulement les digesteurs batch qui ont des volumes intéressants du biogaz.

L'analyse de la tendance des courbes (TP1) et (TP2) qui représentent l'effet de prétraitement par l'ajustement du pH des lixiviats sur leur cinétique de production du biogaz a permis de constater que la phase de production du biogaz se déclenche dès le 19^{ème} jour et se termine au 68^{ème} jour dans le cas de lixiviats à pH ajustés, strippés et inoculés (TP1). Par contre, dans le cas du pH non ajusté, mais aéré et inoculé (TP2), le déclenchement de cette phase n'est pas possible qu'à partir de 33^{ème} jour et se termine au 48^{ème} jour. En outre, durant les 90 jours d'incubation, il a été

produit 108,77 mL/gSV du biogaz pour le cas de (TP1) et seulement 11,65 mL/gSV dans le cas du (TP2).

En effet, les volumes du biogaz produits au cours des différents tests BMP sont fortement influencés par le prétraitement d'ajustement du pH. Le test (TP2) a permis d'avoir seulement 3,74 mL/gSV.j de biogaz en 40 jours, par contre, le test (TP1) a permis d'atteindre une production maximale journalière de 14,93mL/gSV au 36 jours, soit une augmentation de 11,19 mL/gSV.

Le prétraitement d'ajustement du pH avec KOH aux alentours de la neutralité semble donc avoir un effet stimulateur au développement des bactéries méthanogènes, ce qui est cohérent avec les observations faites par Kalloum et al. (2007). Les valeurs du pH dans les digesteurs anaérobies en fonctionnement normal varient habituellement entre 7,5 et 8. De ce fait, le niveau du pH doit être ajusté pour éviter toute chute imprévue, afin d'assurer des conditions favorables au développement des bactéries méthanogènes.

L'effet positif du pH sur l'amélioration de la méthanogénèse peut s'expliquer également à travers son effet sur d'autres paramètres tels que l'ammonium et les AGV. Comme ça été observé dans de nombreuses études de Guštin and Marinšek-Logar, (2011), le niveau d'ajustement du pH avait un effet significatif sur l'enlèvement d'ammonium. Le Tableau ci-dessous mdu pHontre que l'application de l'air stripping avec ajustement du pH de 5,1 (TN1) à 7,4 (TP1) a permis de réduire la concentration d'ammonium de 600 à 265 mg/L, soit une réduction de 44%. Les résultats de Guštin and Marinšek-Logar (2011) montrent que le pH de 8,5 permet une simple suppression de 27,4% d'ammonium, alors que l'efficacité de l'élimination peut être augmentée à 92,8% avec un pH de 10,5 suivi d'une aération pendant trois heures. En outre l'application de l'air stripping sans ajustement du pH a montré une réduction limitée de l'ammonium de 23,56 %.

Tableau 18 : Caractérisation des lixiviats après prétraitement par air stripping et ajustement du pH

	réacteur	pH	DCO (g/L)	SV (g/L)	NH ₄ ⁺ (mg/L)	AGV (g/L)
lixiviat témoin sans prétraitement	TN1	5,1±0,2	42,6±0,5	30,21±1,6	785±40	16,2±0,8
Effet de l'inoculation de boue	TP4	7,4±0,2	35,6±0,86	26,6±1,98	265±38	14,6±0,9
	TP1	7,4±0,2	35,6±0,86	26,6±1,98	265±38	14,6±0,9
Effet de l'air stripping	TP3	7,4±0,2	42,6±0,5	30,21±1,6	785±40	16,2±0,8
	TP1	7,4±0,2	35,6±0,86	26,6±1,98	265±38	14,6±0,9
Effet de l'ajustement du pH	TP2	5,1±0,2	37,3±0,76	28,6±1,68	600±25	15,0±0,9
	TP1	7,4±0,2	35,6±0,86	26,6±1,98	265±38	14,6±0,9

TP1: pH+O₂+boue; **TP2:** O₂+boue **TP3:** pH+boue; **TP4:** pH+O₂

Pour conclure, la production du biogaz est plus élevée dans le cas de lixiviats à pH ajusté et prétraités par air stripping (TP1) par rapport à ceux sans ajustement et/ou air stripping (TP2, TP3 et TP4). Ceci confirme que l'air stripping, ajustement du pH et inoculation de boue sont conseillés comme prétraitement pour améliorer les performances de la digestion anaérobie des lixiviats jeunes. L'étude réalisée par Fiskativa (2016) a confirmé également l'effet positif de l'aération sur l'amélioration de la digestion anaérobie des déchets de cuisine.

III.3 Effet du prétraitement par air stripping

La technique d'air stripping utilisée dans cette étude consiste à aérer les lixiviats avec un taux d'aération de 2L/min. Elle est conduite dans des conditions de température mésophile. L'effet de l'application de l'air stripping des lixiviats a été testé pour observer les variations induites sur la dégradation de la matière organique et pour étudier l'impact de pré-aération sur le rendement de production de biogaz.

Les tests BMP (TP1 et TP3, Figure 11) ont permis d'étudier l'effet de l'air stripping des lixiviats jeunes sur la digestion anaérobie en termes de rendement en biogaz. Le test avec l'air stripping TP1 montre une production de biogaz importante de l'ordre de 108 mL/gSV, par contre, le test sans air stripping a montré une production de biogaz 3,6 fois moins inférieure (29 mL/gSV).

Dans l'ensemble ces résultats sont en accord avec ceux de Guštin and Marinšek-Logar, (2011) qui ont montré que l'application de l'air stripping dans un système continu de traitement des lixiviats a permis d'atteindre un abattement de 92,8 % d'ammonium et 88,3 % d'azote total. De même, Fiskativa Hyneri (2014) a remarqué que les déchets de cuisine ayant subi un prétraitement aérobie montrent des évolutions dans leur composition physicochimique, biochimique et biologique qui pourraient aider à éviter des forts risques d'acidification lors de la digestion anaérobie.

Il semble donc que le prétraitement aérobie de 48 heures avec un taux d'aération de 2 L/min apparaît comme un compromis intéressant pour éviter de fortes inhibitions dues à l'accumulation des AGV, avec notamment un impact positif significatif sur l'aptitude des lixiviats jeunes à entrer en méthanogènes et le potentiel de production de biogaz.

III.4 Cinétique de production du biogaz et BMP

La simulation de la cinétique de production cumulée de biogaz des prétraitements appliqués en fonction des modèles utilisés est représentée dans la Figure 12.

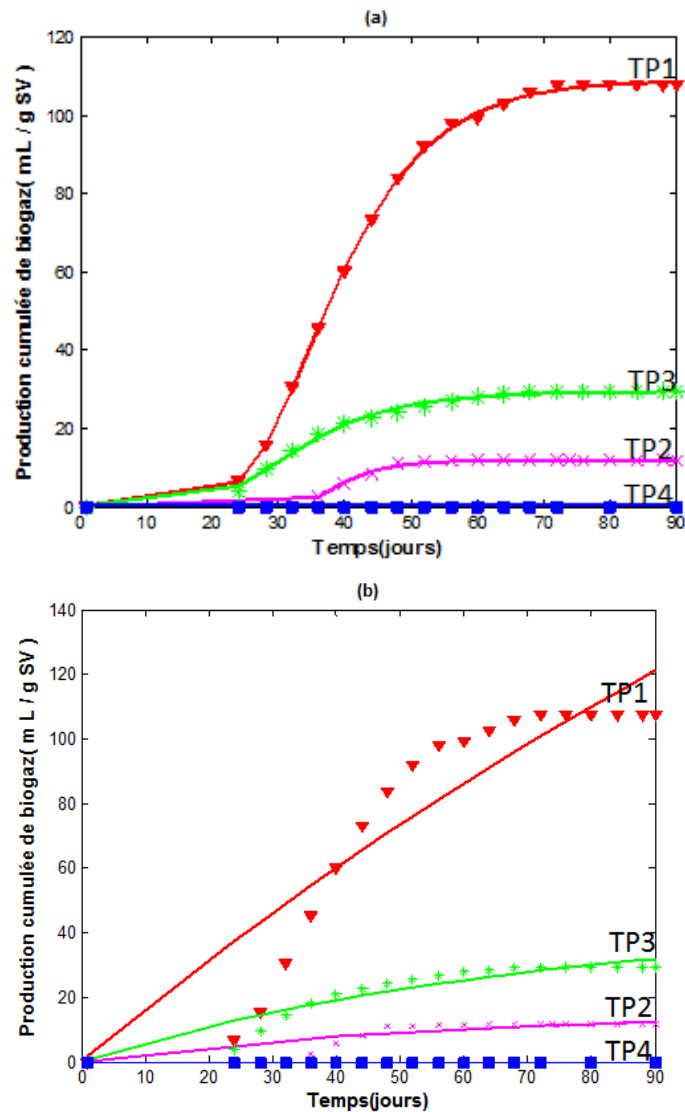


Figure 12 : Simulation de la production cumulée de biogaz de différents tests batch par le modèle de Gompertz modifié (a) et exponentiel (b) (TP1: pH+O₂+boue; TP2: O₂+boue TP3: pH+boue; TP4: pH+O₂)

Pour étudier plus en détail les cinétiques de production de biogaz, trois modèles mathématiques ont été utilisés, l'équation de Gompertz modifiée, l'équation exponentielle et l'équation linéaire. Ces modèles permettent l'ajustement des données expérimentales, ils se basent sur les données expérimentales de la production de biogaz. Les paramètres obtenus à partir des modèles de régressions sont présentés dans le Tableau 19.

Tableau 19 : Paramètres de cinétique de production de biogaz associés au modèle de régression et les coefficients de corrélation

Reacteur	R ² Exponential	R ² Gompertz	A: potentiel de production de biogaz (mL/gSV)	μ: taux maximal de production de biogaz (mL/(gSV.j))	λ: durée de latence (j)
TP4	ND	ND	ND	ND	ND
TP3	0,8862	0,9978	29,21	1,08	24,59
TP2	0,9477	0,9976	11,65	0,69	33,73
TP1	0,9931	0,9998	108,77	3,99	19,45

ND : valeur non déterminée; TP1: pH+O₂+boue; TP2: O₂+boue TP3: pH+boue; TP4: pH+O₂

En comparant les modèles de régression appliqués dans cette étude, une très bonne corrélation (R²=0.999) a été obtenue par le modèle de Gompertz, ce modèle présente une allure sigmoïdale avec phase de latence. Par contre, le modèle exponentiel n'est pas bien corrélé avec les valeurs expérimentales de la production de biogaz (0.8862-0.9931).

L'analyse des résultats des modèles de régression a montré que tous les paramètres étudiés à savoir l'ajustement du pH, l'air stripping et l'inoculation de boue ont une influence significative sur la cinétique de production de biogaz. En effet, les tests réalisés en absence d'inoculation (TP4) n'ont pas produit de biogaz (volume négligeable) quel que soit le traitement appliqué. Pour les lixiviats sans ajustement du pH (TP2), l'entrée en méthanogénèse est observée après une période de latence de 33 jours, avec un potentiel de biogaz de 11,65 mL/gSV. L'ajustement du pH à lui seul (TP1), a permis de multiplier la production en biogaz d'un facteur de 11,25 fois (de 11,65 à 108,77 mL/gSV) et de réduire la durée de latence de 33 à 19 jours. Le prétraitement d'air stripping (TP3) a multiplié la production de biogaz de 29,21 ml à 108,77 mL/gSV. Le test dont tous les prétraitements sont réalisés (TP1), a permis d'augmenter la vitesse de production de biogaz d'un facteur de 5 (0,69 à 3,99 mL/(gSV.j)), par rapport aux tests réalisés sans ajustement du pH (TP2) et sans air stripping (TP3).

De plus, l'analyse des productions de biogaz de différents tests selon l'équation de Gompertz a permis de mettre en évidence un phénomène d'inhibition de la méthanogénèse. Les lixiviats sans ajustement du pH ni air stripping sont restés en phases d'acidolyse avec une chute du pH de 5,5 à 4,5 inhibant toute activité méthanogène. L'absence de l'ajustement du pH abouti à une plus longue phase de latence (33 jours), ceci est expliqué par les conditions du pH non favorable qui retarde la phase méthanogène. Même observation a été signalée par Díaz et al. (2011), qui ont proposé des injectons journalière d'air pour réduire la durée de latence.

Des résultats similaires ont été obtenus par Fisgativa, (2016) qui a étudié l'effet de prétraitement aérobie sur la dégradation anaérobie des déchets de cuisine et lixiviats par le calcul des paramètres de performance à l'aide de trois modèles (Gompertz, Exponentiel et Logistique). Selon cet auteur,

le prétraitement aérobic pourrait aider à éliminer les fractions les plus biodégradables pour limiter les risques d'acidose du milieu et à mieux dégrader certaines fractions de la matière organique plus résistante. Toutefois, il semble que l'utilisation d'un prétraitement aérobic peut également provoquer une oxydation excessive des déchets, limitant leur potentiel méthanogène (Charles et al., 2009).

En guise de conclusion, la combinaison d'air stripping avec ajustement du pH et inoculation de boue pourrait aider à diminuer la phase de latence de la digestion anaérobic, améliorant la vitesse de journalière de production pour arriver enfin à une production significative du méthane.

Dans l'objectif d'examiner la cinétique des courbes ascendantes et descendantes, la régression linéaire et exponentielles de production cumulée de biogaz pour les trois prétraitements étudiés (TP1, TP2 et TP3) a été réalisé en utilisant MS Excel. Elle est reportée dans la Figure 13.

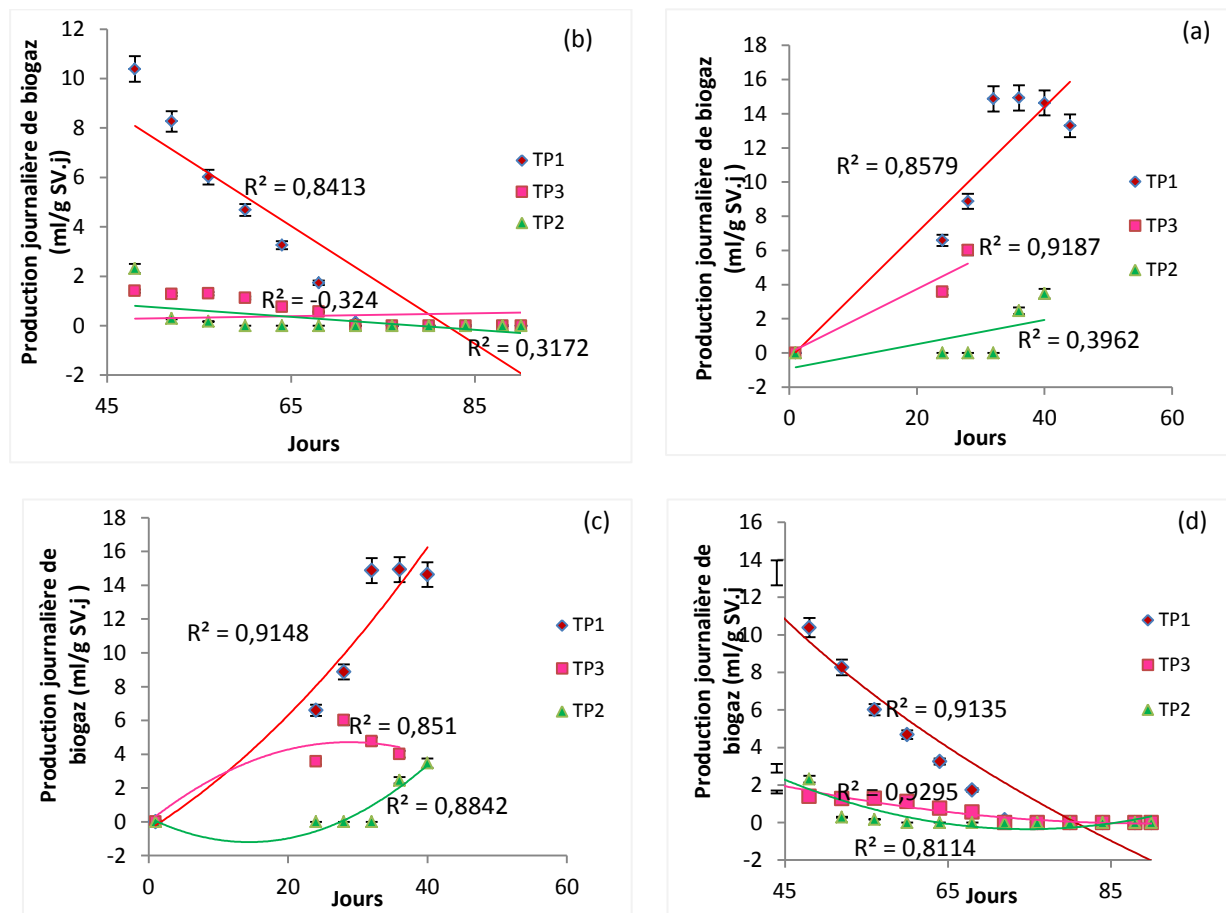


Figure 13 : Régression linéaire et exponentiel de la production journalière de biogaz, courbes ascendantes (a,c) courbes descendantes (b,d) (TP1: pH+O₂+boue; TP2: O₂+boue TP3: pH+boue; TP4: pH+O₂)

Il apparait que le coefficient de corrélation des courbes ascendantes et descendantes linéaires et exponentielles varient respectivement entre 0,3926-0,9187 et 0,8114-0,9295, ce qui signifie que la régression exponentielle était meilleure que la régression linéaire.

IV. Conclusion

Ce premier chapitre a permis d'étudier l'effet des prétraitements aérobie (air stripping, ajustement du pH et inoculation de boue), sur l'aptitude des lixiviats jeunes à entrer en méthanogène en utilisant des tests de potentiel bio méthanogène (BMP). L'objectif de ces travaux était d'identifier la combinaison des facteurs permettant une production optimale de méthane sur une période définie. Les principaux résultats de cette étude sont présentés ci-dessous :

- Le prétraitement qui combine l'ajustement du pH, l'air stripping et inoculation de boue a impacté positivement et de manière significative le potentiel maximal de production de biogaz ainsi que la phase de latence nécessaire pour le démarrage de la méthanogène. Cette même combinaison a permis d'obtenir une production de biogaz de l'ordre de 108,77 mL/gSV, avec un démarrage rapide de 19 jours.
- Le procédé d'air stripping a permis la réduction de la teneur en AGV et en ammonium dans les lixiviats, empêchant les modifications du pH dans les réacteurs, et renforçant la flore bactérien. De ce fait, le prétraitement aérobie est un facteur limitant régulateur des concentrations excessives en AGV et les variations du pH.
- Les simulations ont été utilisées pour décrire quantitativement les courbes de production de biogaz et les vitesses de production. Les résultats obtenus pour les essais réalisés avec application de l'air stripping, ajustement du pH et inoculation de boue apparaissent plus réaliste est encourageants.
- Les conditions de digestion optimales ont été obtenues pour le test réalisé avec application de tous les prétraitements (air stripping, ajustement du pH et inoculation), les charges en DCO, AGV et Ammonium utilisées sont respectivement de 35,6 g/L 14,6 g/L et 265 mg/L. Ces conditions ont donné lieu à une production de biogaz de l'ordre de 108,77 mL/gS.

Chapitre 2 : Etude de la codigestion anaérobie des lixiviats jeunes et margines en condition d'effluent non renouvelable (Batch) : suivi de la cinétique de production de biogaz et BMP

I. Introduction

Cette étude est venue pour répondre à la problématique environnementale de rejet direct des margines brutes au sein de la décharge non contrôlée de la ville de Béni Mellal. En effet, cette décharge reçoit différents types de déchets solides et liquides hétérogènes (déchets ménagers, boue de STEP, déchets des abattoirs, tanneries et les boyauderies), y compris les margines des huileries à proximité de la décharge. Le déversement direct de margines sur les massifs de déchets affectera négativement le processus de biodégradation des déchets organique et le rendement de production de biogaz, vu leurs acidités élevée (pH=5) et la charge en éléments inhibiteurs (polyphénols). En même temps, l'aménagement de la future décharge contrôlée qui est programmée dans cette ville devrait tenir en compte de ces rejets saisonniers dans la mesure où il n'y aucune autre issue ni traitement convenable répondant aux contraintes techniques et financières des petites et moyennes huileries.

Il existe plusieurs procédés pour le traitement des margines, notamment les procédés physico-chimiques sont les plus couramment utilisés (Polcaro et al., 2002) et biologiques (Sabbah et al., 2005). Cependant, en raison de leur coût élevé, peu de techniques physico-chimiques sont appliquées à l'échelle industrielle. Bien que les processus biologiques utilisant des microorganismes pour la digestion anaérobie des margines sont réalisables et relativement attractifs du point de vue coût de traitement, la présence d'inhibiteurs phénoliques et lipidiques peut ralentir le processus, entraver la réduction de la DCO et réduire la viabilité du processus (González-González and Cuadros, 2015; Gunay and Karadag, 2015).

La codigestion anaérobie est une méthode rentable de traitement des déchets, dans lesquels deux différents types de déchets organiques sont mélangés et traités ensemble dans une seule installation. La raison de l'utilisation d'un mélange de deux déchets différents dans le procédé de codigestion anaérobie consiste à compenser le manque de certains éléments dans l'autre type de déchets et par conséquent augmenter la biodégradation et la capacité de production de méthane. Des résultats satisfaisants ont été obtenus par de nombreuses études avec plusieurs combinaisons de déchets agricoles mixtes, par exemple, les déchets porcins et de volaille (Magbanua et al., 2001) ou les margines et les bouses de vache (Angelidaki et al., 2002). Dans les deux cas, il a été démontré que la codigestion non seulement facilitait la biodégradation des composés organiques, mais augmentait également la production du méthane. Cependant, la codigestion des margines et lixiviats n'a fait l'objet d'aucune étude auparavant.

Ce chapitre a pour objectif d'étudier la possibilité de codigestion anaérobie des mélanges lixiviats et margines, ainsi que d'identifier le rapport optimal lixiviats margines permettant une production maximale du biogaz. Le protocole adopté dans cette étude comprend deux étapes expérimentales successives. La première consiste à prétraiter les mélanges lixiviats et margines par un procédé d'air stripping, ajustement du pH et inoculation de boue, ensuite l'effluent obtenu est mis dans des réacteurs batch pour les tests (BMP). Les essais consistent à suivre pendant une période de 3 mois de codigestion des trois paramètres à savoir : la cinétique de production du biogaz, la composition du biogaz et l'analyse de l'effluent final. Les essais sont conduits en régime mésophile et le suivi qualitatif et quantitatif du biogaz a été effectué quotidiennement.

II. Protocol expérimental

II.1 Substrat et inocula

a) Sources et composition des margines utilisées

Les margines constituent une source d'inquiétude au Maroc, leur haut pouvoir polluant, à lui seul, oblige à mener une gestion adéquate pour prévenir l'impact potentiel négatif sur le milieu récepteur. Or, pour les huileries, la nécessité de produire une huile de qualité, avec le minimum d'impacts négatifs sur l'environnement, est capitale pour qu'elles puissent rester concurrentielles sur le marché de l'huile d'olive. De plus, l'image de pollueur peut nuire à l'entreprise et peut l'exposer à des sanctions en fonction de la législation qui devient de plus en plus astreignante.

Les eaux de végétation ou margines sont la phase aqueuse issue de la centrifugation. Elles sont très abondantes dans le procédé d'extraction à trois phases. Les margines ont une couleur brune à brune-rougeâtre, d'aspect trouble. Elles ont une odeur désagréable et un goût amer, et sont constituées de :

- Eaux de rinçage et lavage de fruit ;
- Eaux de végétation ;
- Eaux ajoutées au cours du malaxage.

La composition chimique des margines est assez variable, complexe et hétérogène. Elles contiennent une variété de composés organiques et minéraux, de nature et de concentration très différentes. Les margines ont une forte charge saline et sont très acides, riches en matières organiques et en polyphénols peu biodégradables. Ces eaux sont caractérisées par un pH compris entre 4,5 et 5 et une conductivité de l'ordre de 10 mS/cm, due surtout aux ions potassium, chlorure, calcium et magnésium. La DCO peut varier de 50 à 220 g/L.

La composition chimique des margines dépend de nombreux facteurs, en particulier du mode d'extraction de l'huile, mais aussi de la période de production. La matière organique présente dans

les margines, et qui varie de 10 à 15 % de la masse totale, a une composition variable en fonction du mode d'extraction utilisé. La composition minéralogique de ces margines est, elle aussi variable, et dépend du mode d'extraction utilisé.

II.2 Codigestion anaérobie lixiviats-Margines

Le protocole expérimental adopté pour la codigestion anaérobie des lixiviats et margines consiste à suivre les étapes suivantes :

Etape 1 :

- Prélèvement et transport des échantillons de lixiviats et margines au laboratoire ;
- Caractérisation physicochimiques des échantillons ;
- Préparation des mélanges lixiviats et margines (0→20% Margines et 100→80% lixiviats).

Etape 2 :

- Prétraitement des échantillons par air stripping avec ajustement du pH ;

Etape 3 :

- Inoculation de boue ;
- Réalisation des tests BMP ;
- Suivi quantitatif et qualitatif de biogaz.

a) Etape 1 : prélèvement et caractérisation des échantillons

Au début de cette étude, les échantillons de lixiviats et margines sont analysés et mélangés selon les ratios volumétriques allant de 0 à 20% Margines. Les résultats obtenus sont présentés dans le Tableau 20, ils représentent la moyenne pour les différents ratios volumétriques préparés.

Tableau 20 : Composition physicochimique approximative de chaque proportion lixiviats-Margines

	R 0% (0%M:100%L)	R 5% (5%M:95%L)	R 10% (10%M:90%L)	R15% (15%M:85%L)	R20% (20%M:80%L)	R 100% (100%M:0%L)
pH	5,46±0,1	5,4±0,1	5,36±0,1	5,41±0,1	5,4±0,1	5,43 ±0,1
CE (mS/cm)	24,5±1,5	24,4±1,5	24,32±1,6	24,2±1,9	24±1,45	22±1,8
SV (g/L)	15,15±1,14	19,15±1,32	23,21±1,43	27,3±1,22	31,33±1,5	96,27±2,12
C (g/L)	7,55	9,57	11,60	13,63	15,66	48,135
NTK (g/L)	2,96±0,28	2,81±0,22	2,67±0,31	2,53±0,26	2,38±0,19	0,098±0,008
C/N	2,55	3,40	4,34	5,38	6,56	491,17
DCO (g/L)	49±1,5	50,15±1,6	51,3±1,65	52,45±1,6	53,6±1,64	72±1,8
AGV (mg/L)	14,6±0,12	12,0±0,4	11,8±0,6	11,0±0,5	9,2±0,68	0,9±0,21
NH⁺₄ (mg/L)	745±23	730±16	710±20	712±15	705±19	-

L : lixiviats, M : Margines

Les lixiviats utilisés (R0%) sont jeunes âgés de moins de 1 mois, ils présentent une concentration élevée en matière organique avec une DCO soluble dépassant 45 g/L. Une bonne proportion de cette matière organique est biodégradable avec une teneur en AGV de plus de 15g/L et un pH fortement acide (pH= 5) ainsi qu'une salinité moyenne de (24 mS/cm). Les margines utilisées contiennent d'une part des substrats très facilement fermentescibles comme les sucres et les acides carboxyliques, qui provoquent l'acidification, et d'autre part des composés

très difficilement biodégradables et très toxiques pour la flore bactérienne du digesteur, et en particulier les bactéries méthanogènes. Ces composés toxiques comme l'acide oléique (Koster and Cramer, 1987) et les composés aromatiques (Sorlini et al., 1986), sont très abondants dans les margines et provoquent l'inhibition des bactéries méthanogènes et par conséquent l'accumulation des acides gras volatils, du gaz carbonique et de l'H₂.

Dans une étude faite par Hamdi (1991), ils ont étudié les différents groupes bactériens impliqués dans le processus de méthanisation en présence des acides phénoliques des margines, ils ont montré que pour faciliter le démarrage de la méthanisation des margines, le nombre de bactéries méthanogènes devrait être très supérieur à celui des bactéries acidogènes pour éviter l'acidification et l'inhibition du milieu. Ces problèmes d'acidification et d'inhibition peuvent être surmontés en diluant les margines de façon à obtenir une activité lente des bactéries acidogènes et atténuer ainsi l'inhibition des bactéries méthanogènes. Cependant la dilution des margines n'est pas toujours envisageable en raison du manque d'eau; dans certains cas, elle diminue également la capacité volumique des digesteurs. Une codigestion anaérobie serait bien appropriée pour ces effluents. Comme il est montré dans le Tableau 20, le mélange entre les margines et lixiviats a permis la dilution des composés toxiques présents surtout dans les margines.

b) Etape 2 : prétraitement aérobie

Dans cette étape les différents ratios volumétriques sont prétraités par un procédé d'air stripping pendant 48H (taux d'aération de 2 L/min) avec ajustement du pH.

c) Etape 3 : Test BMP

Des volumes précises de 1,3L des mélanges lixiviats et margines préparés et prétraités (Tableau 21), sont introduits dans des réacteurs batch (cf. Figure 5) et placés ensuite sous flux de butane afin d'en chasser l'oxygène présent. Après quelques minutes de dégazage, un volume d'inoculum est ajouté et les bioréacteurs sont fermés à l'aide d'un bouchon plastique permettant la sortie de biogaz et garantissant l'étanchéité.

Tableau 21 : Rapports volumétriques lixiviats / Margines utilisés pour les tests batch

Réacteur	Margines (mL)	lixiviats (mL)	Boue (mL)
R 0%	00	1300	100
R5%	65	1235	100
R10%	130	1170	100
R15%	195	1105	100
R20%	260	1040	100

La production quantitative du biogaz est suivie à l'aide de la méthode de déplacement de l'eau. La composition du biogaz (CH₄, CO₂, O₂ et H₂S) est déterminée par un analyseur portable.

Les essais sont suivis jusqu'à l'arrêt de la production du biogaz.

III. Résultats et discussion

III.1 Effet de l'air stripping

L'objectif de cette étude a été d'étudier la possibilité de cotraitement anaérobie des lixiviats et margines, en utilisant l'air stripping en amont de la digestion anaérobie.

L'effet de l'air stripping sur la DCO, pH, ammonium et AGV des mélanges lixiviats et margines est présenté par le Tableau 22.

Tableau 22 : Caractérisation des mélanges lixiviats et margines après prétraitement par air stripping et ajustement du pH

	DCO (g/L)			NH ₄ ⁺ -N (g/L)			AGV(g/L)		
	I	F	A(%)	I	F	A(%)	I	F	A(%)
R100%	72,00	68,0	5,56	0,004	-	-	0,90	0,71	21,11
R5%	50,00	42,0	16,0	0,73	0,40	45,20	12,0	9,6	20,00
R10%	51,30	43,6	15,01	0,71	0,42	41,54	11,8	9,8	16,95
R15%	52,45	45,0	14,20	0,71	0,43	39,32	11,0	9,4	14,55
R20%	53,60	48,4	9,7	0,71	0,44	37,58	9,20	8,0	13,04
R0%	49,00	40,1	18,16	0,75	0,42	43,35	14,6	11,3	22,60

I : Initiale ; F : Finale ; A : Abattement

Une légère augmentation du pH a été constatée après l'étape de l'air stripping avec ajustement du pH des mélanges lixiviats et margines passant de (7,5 à 7,8), cette augmentation peut être due à la consommation des molécules organiques acides, principalement les AGV par les microorganismes aérobies, comme il est suggéré par (Christensen et al., 1998; Farquhar and Rovers, 1973; Hakkou, 2001). En outre, l'activité des bactéries aérobies libèrent du CO₂ qui réagit avec l'eau en produisant l'ion bicarbonate HCO₃, qui tamponne le pH vers la neutralité (Labbe, 1996). De plus les réactions de nitrification constatée au cours de l'expérimentation peut également contribuer à l'augmentation du pH par la consommation de protons (Berthe, 2006).

En ce qui concerne les rendements épuratoires, l'application de l'air stripping avec ajustement du pH a permis l'obtention d'une réduction de la DCO d'environ 5,56%, 16%, 15,01%, 14,20%, 9,7% et 18,16%, respectivement pour les réacteurs R100%, R5% ; R10%, R15%, R20% et R0%. Avec notamment un abattement des AGV d'ordre de 21,11%, 20%, 16,95%, 14,55%, 13,04% et 22,6% respectivement pour les réacteurs R100%, R5% ; R10%, R15%, R20% et R0% (Tableau 22).

La réduction remarquable de la DCO et AGV montre l'effet positif et significatif du prétraitement par l'air stripping, sur l'abattement de la matière organique polluante. Cet abattement est étroitement lié à la proportion des margines, plus le taux des margines est élevé plus l'abattement diminue et vice versa. Cela peut-être expliqué d'une part, par une activité bactérienne abondante

favorisée par le procédé d'air stripping avec ajustement du pH et d'autre part, par l'effet inhibiteur des proportions élevée de margine sur les microorganismes aérobies.

Un résultat similaire a été observé par (González-González and Cuadros, 2015; Hakkou, 2001; JIROU et al., 2014) qui ont utilisé l'aération intensive comme prétraitement de la digestion anaérobie. Ils ont trouvé des résultats dépassant 95% pour l'abattement de la DCO. Cela peut être expliqué par le fait que l'aération forcée entraîne la lyse des macromolécules et contribue à l'attaque des molécules d'encombrement moléculaire par des bactéries aérobies. Dans notre étude, la diminution significative de la DCO et des AGV après 48h d'aération montre, d'une part que la quantité d'oxygène injectée est suffisante pour l'activation des microorganismes consommateurs de la matière organique, tandis que la durée d'air stripping n'est pas assez suffisante pour entrainer un abattement significatif. Et d'autre part, que la matière organique existant dans les lixiviats jeunes est facilement oxydable et biodégradable. Cette matière organique est globalement constituée par une prédominance de petites molécules (Millot, 1986; Labbe, 1996; Jupsin et al. 2002).

Le prétraitement aérobie appliqué a contribué également à une réduction importante de l'ammonium, soit un abattement d'environ 45,20%, 42,54%, 39,32%, 37,58%, 48,5% respectivement pour les réacteurs R5% ; R10%, R15%, R20% et R0% (Tableau 22). La forte réduction de l'ammonium durant cet essai peut être expliquée par la réaction en chaîne d'oxydation chimique ou bactérienne des composés azotés, en effet cela commence par la dégradation de l'azote organique en ammonium par les bactéries ammonifiantes en milieu aérobie, suivi par la nitrification de l'ammonium en nitrite puis en nitrate. Ce processus réactionnel se termine par la dénitrification de nitrate en azote gazeux par des bactéries anaérobies qui les transforment en azote gazeux sous sa forme moléculaire N_2 (Berthe, 2006). C'est sans doute ce processus de transformation qui explique la réduction de l'azote ammoniacal.

L'ammonium est un produit formé durant la dégradation des protéines de la matière organique, il peut inhiber principalement la phase de la méthanogénèse dans les réacteurs anaérobies (Liu et al., 2012). C'est un nutriment essentiel pour les microorganismes. Des concentrations en ammonium inférieures à 200 mg/L sont bénéfiques pour la digestion anaérobie (Appels et al., 2008). Alors qu'à des concentrations entre 1,7 et 14 g/L, la production du méthane est réduite de 50% (Chen et al., 2008b). Le rapport C/N est aussi un paramètre important à prendre en considération lors de la conduite d'un procédé anaérobie. Des rapports compris entre 16:1 et 25:1 sont considérés comme optimums pour la digestion anaérobie (Abbasi et al., 2012).

En fin, les résultats que nous avons obtenus confirment que l'air stripping avec ajustement du pH permet la réduction de la concentration l'ammonium, DCO et AGV, cela est dû à un effet

biologique créé par l'aération et les conditions du pH favorable. Ainsi, le rendement de cette réduction est influencé par la concentration des margines. Ces résultats sont approuvés par de nombreuses études (Guštin and Marinšek-Logar, 2011; Lei et al., 2007), qui ont adopté l'air stripping comme prétraitement pour réduire la concentration de l'ammonium et d'autres polluants inhibiteurs de la digestion anaérobie. De même Zhang et al., (2012) et Zhang and Jahng, (2010) a montré que le procédé d'air stripping/ aération peut conduire à une nette amélioration de la digestion anaérobie.

III.2 Etude de la cinétique de production de biogaz et BMP

L'évolution de la production journalière et cumulée du biogaz en fonction de différents ratios de margines étudiés est présentée dans la Figure ci-dessous.

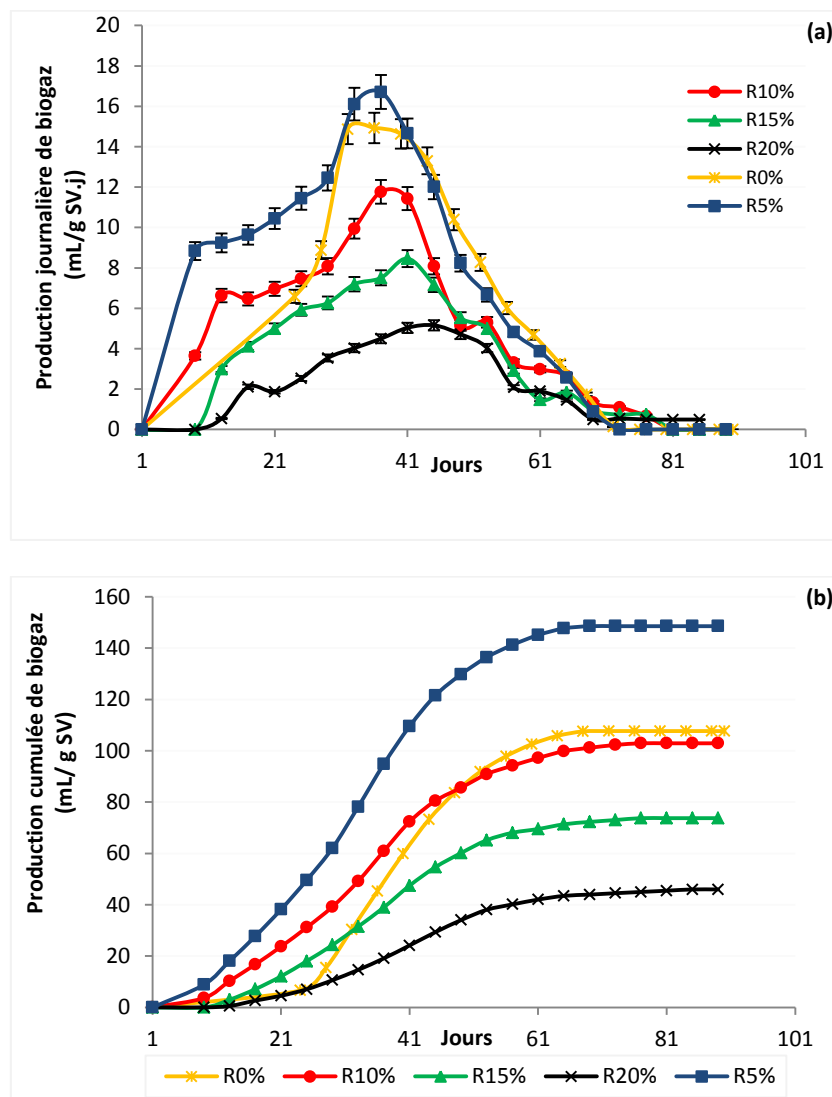
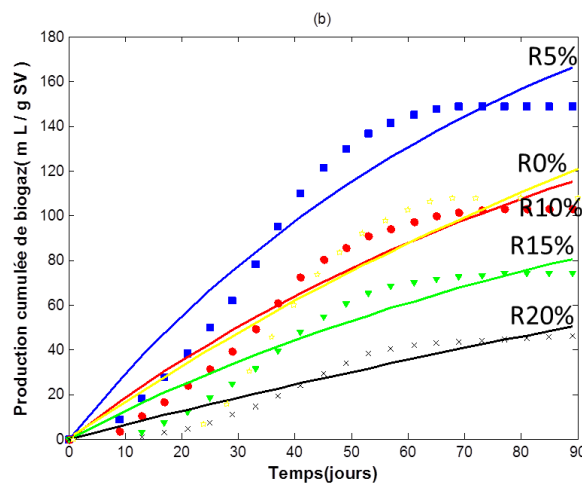
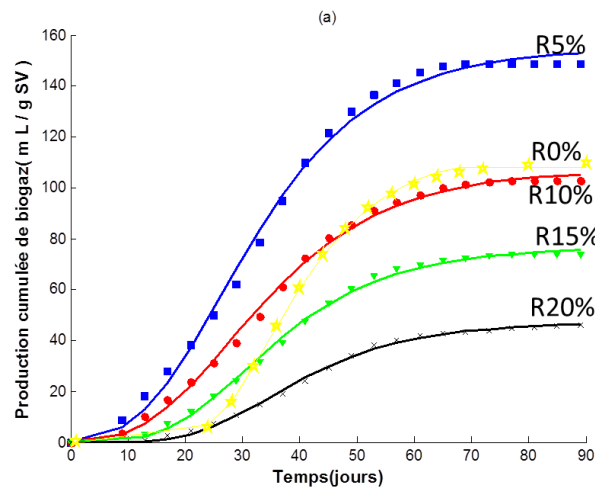


Figure 14 : Evolution de la production journalière (a) et cumulée (b) du biogaz pour les différents mélanges des tests batch étudiés

Comme l'on peut constater à partir de la Figure 14, à la fin de la durée expérimentale (90 j), les réacteurs contenant les pourcentages 0%, 5%, 10%, 15% et 20% de margines ont produit un volume cumulatif du biogaz en (mL/gSV) respectivement de 110,19, 145,71, 106,99, 76,38 et 47,03. Une augmentation de production de biogaz de 132,32% (110,19 à 145,71 mL/gSV) a été observée au niveau du R5% par rapport au lixiviats seuls R0%.

La production du biogaz dans les réacteurs contenant 5% et 10% de margines reste plus ou moins stable pendant plus de 30 jours, ce qui augmente les chances de son valorisation énergétique. Cette production de biogaz est accompagnée par des taux d'abattements des AGV et de la DCO respectivement de l'ordre de 71,1% et 66%.

Pour mieux comprendre la cinétique de production de biogaz, les productions cumulées ont été analysées par les modèles exponentiel, logistique et de Gompertz modifié (A, μ_m, λ)(Figure 15).



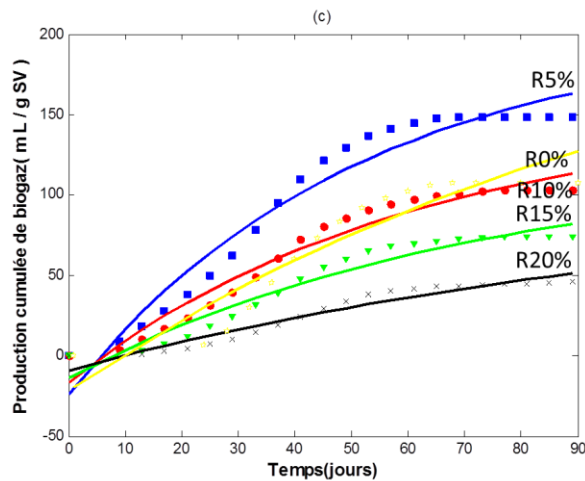


Figure 15 : Courbes de production cumulée de biogaz en corrélation avec (a) le modèle de Gompertz (b) modèle logistique et (c) modèle exponentiel.

Les trois modèles utilisés pour ajuster les données expérimentales sont traités par le logiciel MATLAB, ainsi l'estimation des paramètres explicites (A, μ, λ) et le coefficient de corrélation R^2 est fait par le même logiciel.

Le Tableau 23 montre les paramètres cinétiques (A, μ, λ) de Gompertz associées aux productions de biogaz de différents tests étudiés.

Tableau 23 : Paramètres associés à la cinétique de Gompertz

Réacteur	R^2 Gompertz	R^2 Exponentiel	R^2 Logistique	A: mL/gSV	μ : mL/(gSV.j)	λ : (jours)
R0%	0,9980	0,9329	0,9767	110,19	4,01	24,68
R 5%	0,9987	0,9725	0,9788	154,71	3,97	11,79
R10%	0,9989	0,9741	0,9696	106,99	2,64	12,83
R15%	0,9988	0,9452	0,9675	76,38	2,05	16,71
R20%	0,9997	0,9452	0,9341	47,03	1,28	20,99

La production cumulée totale du biogaz a présenté une allure globale « bi phasique » comme l'illustre la Figure 15. Cette allure générale est également rapportée dans la littérature, notamment lorsque le suivi de la production est réalisé sur le biogaz total sans distinction du méthane et du dioxyde de carbone tel que dans les travaux de (Wens et al., 2001). Malgré une allure générale commune, les cinétiques de production ainsi que certains paramètres cinétiques obtenus diffèrent selon les expérimentations.

L'augmentation de la proportion en margines provoque une diminution de la production du biogaz. Cependant, une proportion minimale de margines (5%) est demandée pour atteindre un potentiel du biogaz de 154,71 mL/gSV. Les mélanges contenant des fortes proportions en margines (Réacteur R15% et R20%) ont une production cumulée respectivement de 76,38 et 106,99 mL/gSV. Cette faible production du biogaz observée dépend fortement de la teneur en

Marges de chaque mélange, ceci montre que les marges sont plus ou moins biodégradables mais néanmoins toujours toxiques à forte concentration.

Par ailleurs, l'ajout de 5% de marges a globalement accéléré la production de méthane en diminuant les temps de latence et en augmentant légèrement les vitesses maximales de production. Le passage de 10 % à 15 et 20 % de marges a augmenté les temps de latence et diminué la vitesse maximale de production. Ainsi, entre 0 et 5 % de marges, le potentiel maximale de production du biogaz a augmenté de 32%, passant de 110,19 à 154,71mL/(gSV.j) respectivement. Cette augmentation de production du biogaz provoqué par l'addition de 5% de marges est probablement dû à l'apport de certains nutriments présent dans ces marges, ainsi que l'amélioration du rapport C/N.

La cinétique de production du biogaz la plus rapide a été observée pour les réacteurs 100% lixiviats (R0%) et 5% marges (R5%), soit une vitesse respectivement de 4,01 et 3,97mL/(gSV.j), avec toutefois un effet négatif en fonction de l'augmentation de la proportion des marges. Le passage du ratio marge /lixiviats de 5/95 au ratio 20/80 a réduit fortement d'une part, la vitesse de production de biogaz de 3,97 à 1,28 mL/(gSV.j), et d'autre part augmenté la durée de latence de 11 à 20 jours (Tableau 23).

Les phases de latence les plus courtes (11,79, 12,83 et 16,73 jours) étant associées aux expérimentations réalisées avec moins de marges (5% 10% et 15 %) respectivement. Cette augmentation du temps de latence peut s'expliquer par l'effet toxique de certains éléments présent habituellement dans les marges comme les polyphénols.

La marge contient non seulement des produits facilement fermentescibles(sucres), mais aussi des composés difficilement dégradables (acides gras et polyphénols) (Hamdi, 1992). Les polyphénols ont un effet inhibiteur sur la digestion anaérobie (Wang et al., 1991), certains de ces composés pourraient avoir un effet antimicrobien qui se manifeste par l'altération des membranes cellulaires. mais en présence d'activités méthanogéniques, Bien qu'ils peuvent être partiellement dégradables à pH voisin de 8,5 (Beccari et al., 1996).

En présence d'une proportion de marges (5% et 10%) en codigestion avec les lixiviats, les polyphénols peuvent être dégradés par des bactéries acétogènes (Schink, 1997) et des bactéries oxydantes de l'hydrogène (Roy et al., 1985), ce qui pourrait également augmenter la production du biogaz.

Les résultats de la composition moyenne du biogaz en fonction des ratios lixiviats et marges testés (Figure 16) montrent que la teneur en méthane diminue avec l'augmentation de la concentration des marges.

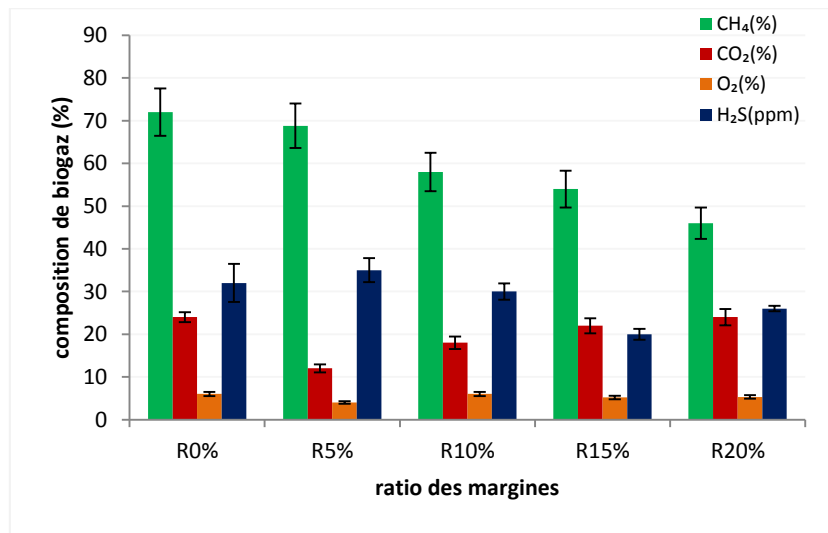


Figure 16 : Composition de biogaz de différents tests réalisés

L'évolution de la composition du biogaz (proportions en CH₄, en CO₂, en O₂, et en H₂S) varie selon les rapports volumétriques lixiviats et margines traités. Les taux méthane obtenus pour les rapports volumétriques de marge de R0%, R10%, R15%, R20% sont respectivement de 72%, 68,8%, 58%, 54%, 46%. L'évolution de taux de méthane est étroitement liée au pourcentage des margines utilisé, plus elle est élevée, plus le taux du méthane diminue.

Les teneurs en méthane du biogaz ont dépassé 50% pour tous les réacteurs sauf R80, qui contient 20% de margines, la meilleure proportion en méthane est obtenue par R0% et R5%.

En plus du méthane, les autres gaz à savoir: H₂S, CO₂ et O₂, sont présents en faibles concentrations.

IV. Conclusion

L'objectif du présent chapitre était d'étudier la faisabilité de la codigestion de lixiviat jeunes avec les margines et d'évaluer les rapports volumétriques optimaux permettant un potentiel de production du biogaz maximal.

Sur la base des résultats obtenus, les conclusions suivantes peuvent être formulées :

- La digestion anaérobie directe de margines brutes sans dilution ni traitement préalable est en effet abouti à des résultats négatifs ;
- L'addition de 5% de margines améliore la codigestion anaérobie des lixiviats jeunes et augmente le rendement de production de biogaz de 32% par rapport au lixiviats seuls ;
- Dans les conditions batch, la codigestion margines et lixiviat pourraient être réalisé dans les fourchettes initiales de DCO et de AGV comprises entre 49 et 53 gO₂/L et 9 à 14,6 g/L,

respectivement. Ces conditions de codigestion correspondent à un rapport volumétrique de margines entre 5% et 20% (v/v%) ;

- La codigestion margines et lixiviat en mode continu sera étudié dans le chapitre 5, ceci dans le but d'améliorer la production du biogaz et de voir la possibilité d'aller au-delà de 20% margine en utilisant un traitement couplant l'air stripping et UASB réacteurs.

Chapitre 3 : Etude de codigestion anaérobie des lixiviats et eaux usées domestique en condition d'effluent non renouvelable (Batch) : suivi de la cinétique de production de biogaz et BMP

I. Introduction

Les lixiviats jeunes des pays d'Afrique et des pays du sud de la Méditerranée sont concentrés et chargés en matière organique biodégradable (Benyoucef et al., 2015; El-Fadel et al., 2002; Frikha et al., 2017; Imen et al., 2009). Par conséquent, le traitement anaérobie par codigestion pourrait être une stratégie environnementale prometteuse. Pour la plupart des pays africains, le traitement des eaux usées repose toujours sur la technologie des boues activées (Nikiema et al., 2011), mais le développement des stations d'épuration des eaux usées (STEP) dans certains pays, en particulier au Maroc et au Ghana, rend la codigestion des lixiviats jeunes et agro-industrielles dans des stations d'épuration très attractives. Cette codigestion peut être adaptée notamment afin d'améliorer l'efficacité des STEP et la dépendance énergétique (Ma et al., 2017; Yoon et al., 2017).

Il a été largement démontré que la codigestion de multiples substrats organiques et déchets a un effet synergique et augmente considérablement la production du méthane au cours de la digestion anaérobie par rapport à la monodigestion (Mata-Alvarez et al., 2014). Des études pilotes et à grande échelle portant sur le rendement en biogaz de différents substrats organiques (déchets agricoles, municipaux et industriels) en monodigestion et en codigestion en mode batch ont montré que la codigestion améliorait à la fois la production du méthane et l'efficacité du procédé par rapport à la monodigestion (Mahendra and Patil, 2008; Pastor et al., 2013; Yang and Zhou, 2008). Peu de données sont disponibles concernant la codigestion des lixiviats et des eaux usées domestiques. Kheradmand et al. (2010) ont montré que la codigestion du lixiviat avec les boues d'épuration a augmenté le rendement en biogaz et en méthane de 13% et 16% respectivement par rapport aux boues d'épuration seules.

Dans une autre étude, Sosnowski et al. (2003) ont signalé que le rendement en méthane d'une codigestion anaérobie de lixiviats et eaux usées varie dans une large gamme en fonction des caractéristiques et origine des eaux usées et du lixiviat. Simultanément, il a été rapporté par Crispano et al. (2006), que l'ajout de lixiviat aux eaux usées pourrait avoir un effet assez négatif sur les eaux usées et les boues anaérobies. Les inhibiteurs les plus susceptibles de bloquer la phase de méthanogénèse associés à la codigestion sont l'ammoniac et les acides gras volatils, vu qu'ils sont particulièrement abondants dans les lixiviats jeunes (Dereli et al., 2010; Forster-Carneiro et al., 2007). L'étape de prétraitement des eaux usées par les boues activées avait montré une réduction significative de l'ammoniac (O-Thong et al., 2012; Park et al., 2011).

Ce chapitre a pour objectif d'étudier la possibilité de cotraitement anaérobie batch des lixiviats jeunes et les eaux usées domestiques au sein des STEP, il vise également à évaluer les effets de l'ajout de lixiviat jeune prétraité en tant que co-substrat sur la stabilité global de la production du biogaz et l'efficacité du processus de codigestion anaérobie. Pour réaliser cet objectif, des tests de BMP ont été réalisés sur différents ratio lixiviats et eaux usées, la production cumulée de biogaz produits a été simulée en utilisant le modèle exponentielle et de Gompertz modifiés (Budiyono et al., 2010; De Gioannis et al., 2009; Yusuf et al., 2011).

II. Protocol expérimental

Le protocole expérimental adopté dans ce chapitre consiste à suivre les étapes ci-dessous :

1. Préparation des volumes de 1,3L des mélanges lixiviats et eaux usées selon les ratios suivants:(0%/100%,25%/75%,50%/50%,75%/100% et 100%/0%) (Tableau 24).

Tableau 24 : Composition des différents réacteurs batch

Réacteur batch	Lixiviats (mL)	Eaux usées (mL)	inoculation (mL)
R00%	00	1300	100
R25%	325	975	100
R50%	650	650	100
R75%	975	325	100
R100%	1300	00	100

2. Ajustement du pH et prétraitement par le procédé d'air stripping pendant 48 h avec un taux d'aération de 2 L/min (cf. Figure 5).
3. Incubation des mélanges dans des réacteurs batch de capacité 1,5L, placés ensuite sous flux de butane afin d'en chasser l'oxygène présent. Après quelques minutes de dégazage, un volume d'inoculum est ajouté sous flux butane et les bioréacteurs sont fermés à l'aide des bouchons plastiques permettant la mesure du biogaz et garantissant l'étanchéité. Les réacteurs sont placés dans un bain marié thermostaté à $35\pm 2^{\circ}\text{C}$.

Les caractéristiques complètes des mélanges de lixiviat et eaux usées sont rapportées dans le Tableau 25. La composition de lixiviat jeune utilisé est relativement chargée en DCO (42,5 g/L), d'azote total Kjeldahl (TKN) (2960 mg/L), d'ammonium (765 mg/L), d'acides gras volatils (AGV) (14,6 g/L) et en sels (24,3 ms/cm). Les eaux usées utilisées ont été collectées de la station d'épuration municipale, leur charge en DCO est faible (1,4 gO₂/L) et typique des eaux usées domestiques.

Tableau 25 : Composition physicochimique approximative des différentes ratios lixiviats /eaux usées utilisées

	R100%	R 75%	R 50%	R25%	R00%
MS (g/L)	39,03±1,4	29,56±1,45	20,09±1,32	10,62±1,16	1,15±0,22
SV (g/L)	26,6±0,12	20,16±0,15	13,71±0,1	7,26±0,08	0,81±0,06
pH	5,58±0,33	5,36±0,35	5,50±0,25	6,56±0,21	7,55±0,11
CE (mS/cm)	24,83±1,64	22,90±1,4	16,70±1,2	9,95±1,24	0,1713±26
DCO (g/L)	42,6±0,5	32,3±0,82	22±0,74	11,7±0,55	1,4±0,48
NH ⁺ ₄ -N (mg/L)	765±25	599,68±16	434,37±15	169,0±8	3,73±1,4
AGV (g/L)	14,6±0,75	10,75±0,9	7,21±0,5	3,66±0,4	0,12±0,085

La production quantitative du biogaz est suivie à l'aide de la méthode de déplacement de l'eau. La composition du biogaz (CH₄, CO₂, O₂ et H₂S) est déterminée par un analyseur portable (cf. partie Matériels et Méthodes). Les essais sont analysés périodiquement jusqu'à l'arrêt de la production du biogaz.

L'ensemble du protocole expérimental adopté est résumé dans la Figure suivante :

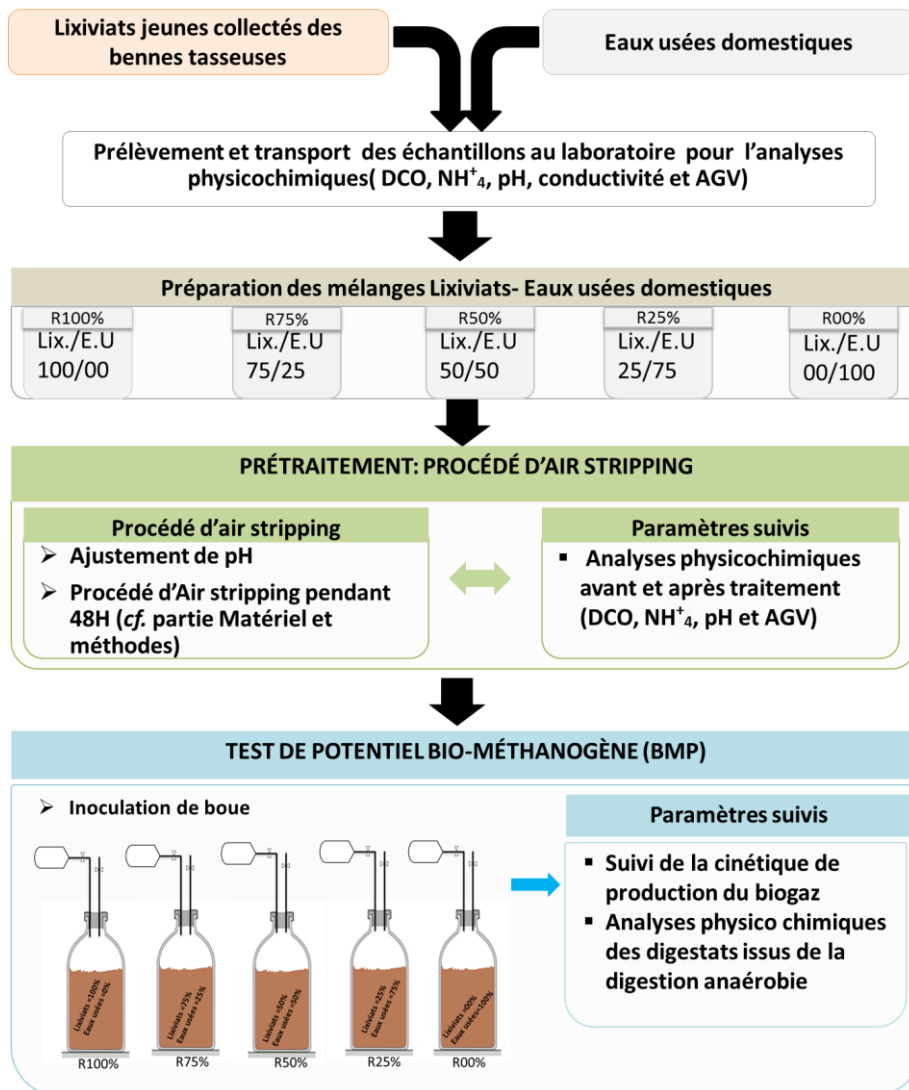


Figure 17 : Protocole expérimentale adopté pour la codigestion anaérobie lixiviats- eaux usées

III. Résultats et discussion

III.1 Effet de l'air stripping sur la cinétique de production du biogaz

Les concentrations d'ammonium et d'AGV dans les effluents avant et après le prétraitement par air stripping sont rapportées dans le Tableau 26.

Tableau 26 : Composition des différents réacteurs avant et après prétraitement aérobie

	NH ₄ ⁺ (mg/L)			AGV (g/L)		
	Initiale	Finale	Abattement (%)	Initiale	Finale	Abattement (%)
R100%	765,00	265,00	65,35	14,60	9,40	35,62
R75%	599,68	200,00	66,61	10,75	7,40	31,16
R50%	434,37	186,00	62,00	7,21	5,60	22,33
R25%	169,00	41,00	75,00	3,66	2,10	42,62
R00%	3,73	3,7	0,01	0,12	0,11	8,33

Le taux d'élimination de l'ammonium variait de 62 à 75%, réduisant la concentration initiale à 265, 200, 186 et 41mg/L, respectivement pour R100%, R75%, R50% et R25%. Des résultats similaires ont été rapportés par d'autres auteurs pour lesquels l'air stripping a été effectué à pH alcalin, entraînant une perte hautement significative d'ammonium par volatilisation de l'ammoniac (Campos et al., 2013a; Ferraz et al., 2013; Imachi et al., 2002; Ozturk et al., 2003b; Pi et al., 2009). Dans notre étude, la réduction de la concentration en ammonium au cours de l'air stripping pouvait être attribuée beaucoup plus à la nitrification vu que le pH (7±0,5) du milieu est neutre et moins favorable à la perte d'ammoniac par volatilisation. L'air stripping a également permis un effet positif sur la teneur en AGV avec un pourcentage de réduction variant de 8% à 42%, Les valeurs finales étaient de 9,4 g/L, 7,4 g/L, 5,6 g/L, 2,1 g/L et 0,11 g/L, respectivement pour R100%, R75%, R50%, R25% et R00%. Cela est attribué à la volatilisation et à la biodégradation des AGV. Il semble que les 48 heures de l'air stripping sont suffisantes pour stimuler l'activité microbienne et la décomposition et l'hydrolyse du lixiviat, et entraîne la volatilisation des acides organiques à chaîne courte.

Par ailleurs, l'adaptation de prétraitement d'air stripping avec correction du pH des mélanges lixiviats et eaux usées permet d'enrichir le milieu par les microorganismes aérobie et d'améliorer la biodégradabilité de la matière organique. Ce prétraitement présente des aptitudes significatives dans l'abattement des paramètres de pollution des effluents à des niveaux de qualité très acceptable.

III.2 Cinétique de production de biogaz et BMP

Le suivi de la production journalière du biogaz en fonction des différents ratios lixiviats/eaux usées étudiés est illustré par la Figure 18.

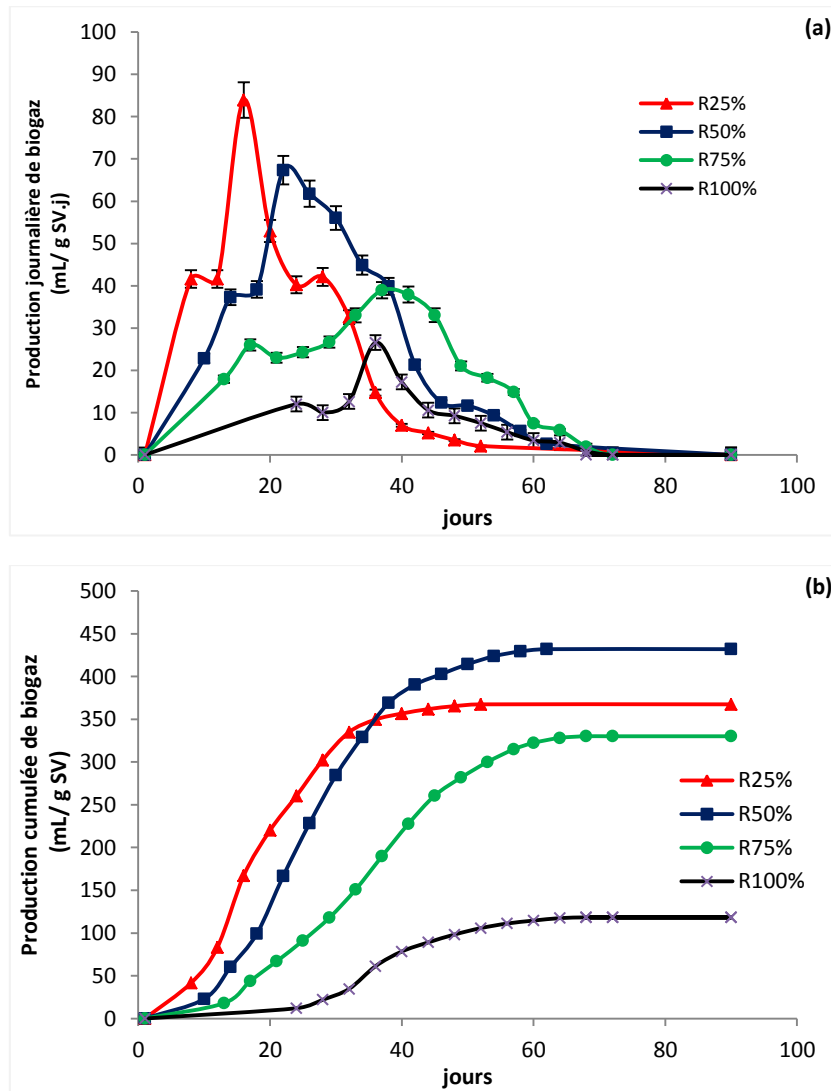


Figure 18 : Production journalière (a) et cumulée (b) de biogaz pour les différents ratios volumétriques lixiviats et eaux usées étudiés

Aucune production significative du biogaz n'a été détectée pour le réacteur (R00%) fonctionnant uniquement avec de l'eau usée domestique, ce qui a été attribué à sa faible concentration en DCO (1,4 g/L) avant ou après l'air stripping. Le plus faible rendement en biogaz a été également enregistré en cas de monodigestion de lixiviat (R100%). Pour les autres ratios, les valeurs de la production de biogaz ont montré que la codigestion avait un effet positif et que la dilution du lixiviat par les eaux usées réduit la période de latence et améliore le rendement en biogaz. La comparaison entre les ratios a montré que le rendement le plus élevé en biogaz était obtenu par R25% et R50%.

Concernant l'effet positif de la dilution des eaux usées, des résultats similaires ont été obtenus par d'autres auteurs (Han et al., 2012; Molinuevo-Salces et al., 2012; Zhang et al., 2011). La dilution de lixiviat par les eaux usées avec un rapport volumétrique de lixiviats inférieur à 30% permet d'atteindre une élimination maximale de la DCO de 25% (Bohdziewicz et al., 2008). Compte tenu

de la composition des mélanges lixiviat/aux usées utilisés (Tableau 27) et du fait que l'ammonium se trouvait à des valeurs favorables à la méthanogénèse (3-265 mg/L), ces valeurs sont en accord avec ceux de Koster and Cramer (1987). Les effets observés peuvent être attribués à la composition initiale globale du lixiviat et en particulier au teneur initial de lixiviat en DCO et en AGV, qui semble être le facteur le plus limitant dans ce cas. Cependant, des concentrations élevées de charge en DCO organique et en AGV étaient rapportées dans la digestion anaérobie des boues (Franke-Whittle et al., 2014) ainsi que dans le lixiviat de déchets alimentaires et le mélange de boues d'épuration (Shin et al., 2017a).

Pour les AGV, il a été rapporté que le seuil de toxicité dépend du type d'AGV impliqué et que la toxicité peut être significativement renforcée par la synergie de chaque acide gras à longue chaîne (Koster and Cramer, 1987; Wang et al., 2009). Au cours des dernières études basées sur la monodigestion et la codigestion des lixiviats, la concentration optimale d'AGV au cours de la digestion anaérobie est obtenue à des valeurs inférieures à 4 g/L (Dereli et al., 2010). Pour le présent travail, les conditions de codigestion optimales en termes de rendement en biogaz (350 à 438 mL/g de SV) ont été atteintes avec les teneurs initiales en DCO et en AGV respectivement de (11,7 à 22,3 gO₂/L) et de (2,1 à 7,4 g/L) (Figure 19). Des valeurs de rendement en biogaz proches de ces résultats ont été rapportées par des travaux récents sur la codigestion de lixiviat avec des boues d'épuration (Shin et al., 2017b; Yoon et al., 2017). Des résultats similaires ont été également rapporté par Lee et al. (2016), pour lequel le rendement en biogaz variait de 233 à 344 mL de CH₄/g SV et ce pour un rapport du lixiviat et eaux usées allant de 1:9 à 5:5.

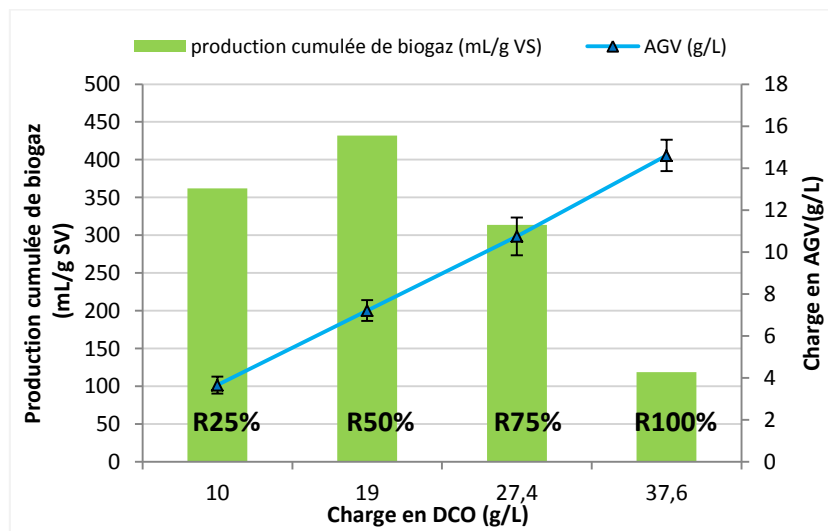


Figure 19 : Variation de la production cumulée de biogaz en fonction de la charge initiale en DCO et AGV

Les régressions de Gompertz, d'exponentielle et de logistique associées aux productions cumulées de biogaz pour chacun de ces essais BMP sont présentées par la Figure 20.

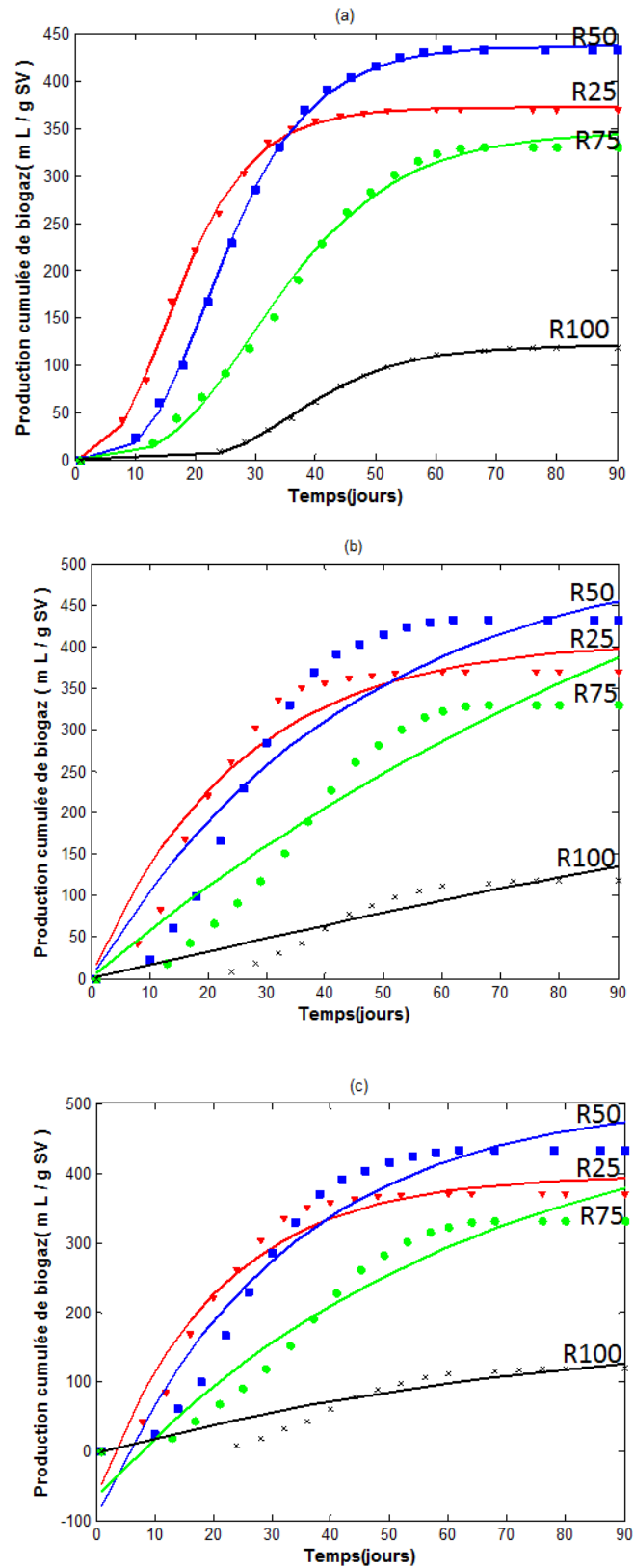


Figure 20 : Régressions des productions cumulées de biogaz par le modèle de Gompertz (a), exponentiel (b) et logistique (c)

Un résumé des paramètres cinétiques associés aux régressions étudiées est présenté par le Tableau 27.

Tableau 27 : Paramètres associés au modèle de la cinétique de Gompertz, exponentiel et logistique

Réacteur batch	R ² Gompertz	R ² Exponentiel	R ² logistique	(A) : mL/gSV Gompertz	(μ) : mL/(gSV.j) Gompertz	(λ): (jours) Gompertz
R 25	0,9993	0,9722	0,9768	372,30	16,71	6,58
R 50	0,9996	0,9599	0,9669	438,42	16,29	11,64
R 75	0,9997	0,9605	0,9675	350,59	9,32	15,36
R100	0,9994	0,9386	0,9396	120,88	4,13	24,13

Les données expérimentales de la production cumulée en biogaz sont mieux adaptées avec le modèle modifié de Gompertz pour lequel R² était autour de 0,999. L'exploration des courbes de Gompertz modifiées a montré que la dilution du lixiviat par les eaux usées améliore le potentiel biogaz et réduit la période de latence des méthanogènes de 24 à 6 jours (Tableau 27).

Selon les résultats obtenus, les conditions optimales de codigestion anaérobie, en termes de potentiel maximal de biogaz, de période de latence et de taux de production maximal de biogaz, pourraient être atteintes avec des rapports volumétriques de lixiviat allant de 25% à 75%. Le potentiel de biogaz maximal a été enregistré à 50%, bien que la réduction du ratio à 25% ait eu un effet positif sur le temps de latence de la méthanisation, ainsi que, le temps de rétention hydraulique nécessaire pour produire 90% du biogaz cumulée. La vitesse de production maximale de biogaz était d'environ 16 ml/g de SV pour les ratios de 25% et 50%, mais le temps requis pour produire 90% du biogaz était également plus court pour le ratio volumétrique de 25% (31 jours par rapport à 41,5 jours). Une augmentation du ratio au-delà de 50% avait un effet négatif sur ces deux derniers paramètres.

Dans l'ensemble, les résultats obtenus au cours cette étude montre que la codigestion de 50%lixiviats avec 50% eaux usées a permis d'améliorer l'efficacité de la production de biogaz de 32%, par rapport à la digestion des lixiviat seules. Ce résultat confirme l'observation de (Murto et al., 2004; Sidik et al., 2013), qui ont signalé que la codigestion pourrait améliorer la production de biogaz de 50 à 200%, en fonction de l'état de fonctionnement et des substrats utilisés.

L'augmentation du rendement en biogaz est due à l'ajustement du pH et à la dilution des éléments toxiques présents dans l'effluent. Ceci est traduit par l'augmentation de l'activité métabolique de la communauté microbienne présente dans le digesteur (Lyberatos and Skiadas, 1999). En outre, le phénomène observé pourrait être attribuable à la disponibilité supplémentaire de nutriments (composition de la charge d'alimentation) et à un rapport carbone-azote amélioré (C/N) fourni par

les mélanges. Des observations similaires ont été rapportées par (Eze, n.d.; Iyagba et al., 2009; Murto et al., 2004; Ossai, 2013).

IV. Conclusion

Les objectifs du présent chapitre consistent à étudier la possibilité de la codigestion de lixiviat frais avec des eaux usées et d'évaluer les rapports volumétriques optimaux permettant un potentiel de production du biogaz maximal.

En effet, sur la base des résultats obtenus, il ressort que :

- La codigestion des lixiviats jeunes dans les stations de traitement des eaux usées est réalisable et pourrait augmenter considérablement le rendement en biogaz.
- Dans des conditions batch, les conditions optimales de codigestion anaérobie en termes de production maximale de biogaz, de période de latence et de taux de production maximal de biogaz pourraient être atteintes dans les fourchettes initiales de DCO et de AGV comprises entre 11,7 et 22,3 gO₂/L et 2,1 à 7,4 g/L, respectivement. Ces conditions optimales correspondent à un rapport volumétrique de lixiviat entre 25% et 75% (350 et 439 ml/g SV).
- La codigestion lixiviats/eaux usées améliore non seulement le potentiel de production de biogaz, mais aussi la durée de latence qui est considérée comme un facteur important à maîtriser dans le processus de codigestion anaérobie.
- La codigestion anaérobie des lixiviats et eaux usées est tout à fait possible à condition de prétraiter l'ensemble des effluents par air stripping, ajustement du pH et inoculation de boue, l'idée consiste à injecter les lixiviats dans les bassins de boue activé et d'installer des réacteurs UASB en aval de ces bassins.

V. Conclusion de la première partie

Cette première partie avait comme objectif d'étudier dans un premier temps l'aptitude de lixiviats jeunes de la décharge de Béni Mellal au traitement et valorisation énergétique via des tests de BMP, cela en étudiant l'effet des prétraitements à savoir, l'ajustement du pH, l'air stripping et inoculation de boue sur la performance de digestion anaérobie. Ensuite, d'évaluer la possibilité de codigestion anaérobie des lixiviats/margines et lixiviats/eaux usées en conditions batch.

D'après les résultats obtenus au cours de cette première partie, nous pouvons constater que :

- Les lixiviats jeunes issus des déchets municipaux de la ville de Béni Mellal sont chargés en matière organique polluante (>42 g DCO/L), facilement biodégradable. Leur pH est acide (pH=4-5) et défavorable à la digestion anaérobie. L'essai d'optimisation de traitement par ajustement du pH, air stripping et inoculation de boue de ces lixiviats a abouti à des résultats

satisfaisants en termes de réduction de la charge polluante et de stimulation des conditions favorables de la méthanogènes. Les abattements de DCO, d'AGV et d'ammonium ont atteint respectivement des valeurs supérieures à 16%, 12% et 66 %.

- La technique de traitement par ajustement du pH, air stripping et inoculation de boue utilisée dans l'expérimentation peuvent être considérés comme efficace et efficiente. Permettant le bon brassage du lixiviat aéré et le maintien permanent de la dissolution de l'oxygène. Ce traitement a également permis l'élimination des mauvaises odeurs. Il serait donc recommandé d'utiliser l'air stripping avec ajustement du pH comme prétraitement des lixiviats jeunes issus de déchets municipaux en amont de la digestion anaérobie.
- Les margines peuvent être cotraités avec les lixiviats par voie anaérobie, mais à condition d'une part qu'il soit prétraité par air stripping et ajustement du pH, ainsi que l'inoculation de boue pour la digestion anaérobie et d'autre part, le pourcentage de margines ne doit pas dépasser 20%.
- Les STEP peuvent accueillir les lixiviats pour être co-traités avec les eaux usées domestiques, cela en utilisant des ratios volumétriques de lixiviats allant de 25% à 75%. Ces ratios volumétriques ont permis d'atteindre des rendements en biogaz allant de 350 à 438 mL/gSV. Soit une amélioration allant de 191% à 265% par rapport à la digestion des lixiviats seuls.

Finalement, le passage du mode batch en mode continu (UASB) sera présenté et discuter dans la partie suivante. L'application du procédé UASB peut nous apporter des solutions aux problèmes d'acidification et d'accumulation des AGV, l'amélioration de la cinétique de production du biogaz, la stabilisation du processus de digestion anaérobie, l'augmentation de la biodégradabilité des effluents ainsi que la réduction de la charge organique. Elles permettraient également de comprendre plus clairement la faisabilité technique, environnementale et financière de ce procédé d'UASB.

PARTIE 2 : LA DIGESTION ET CODIGESTION EN CULTURE CONTINU : REACTEUR UASB

Chapitre 4 : Etude de traitement des lixiviats jeunes par couplage d'air stripping et procédé d'UASB : suivi de la cinétique de production du biogaz et les rendements épuratoires

I. Introduction

Suite aux résultats obtenus dans le premier chapitre, la digestion anaérobie des lixiviats jeunes est possible, mais à condition d'utiliser un prétraitement d'air stripping avec ajustement du pH en amont de la digestion anaérobie batch. De ce fait, la digestion anaérobie en mode continu apparaît comme une solution prometteuse qui peut améliorer de plus la biodégradabilité des lixiviats jeunes et leurs valorisations énergétiques.

Récemment, de nombreux auteurs sont focalisés sur le traitement des lixiviats par des procédés anaérobies, particulièrement le procédé UASB. Parmi eux, nous citons à titre d'exemple Inanç B, Çalh B (2000) qui ont utilisé trois réacteurs différents (un réacteur UASB, un filtre ascendant anaérobie et un réacteur hybride) pour le traitement anaérobie des lixiviats. Les conditions de charge organique appliquée ont été augmentées progressivement de 1,3 à 8,2 kg de DCO/m³, avec un TSH varié entre 2 et 2,4 jours. Tous ces réacteurs ont montré des performances similaires avec des taux d'élimination de la DCO variant entre 80 et 90%. De même, Shin et al. (2001) ont conduit une étude de traitement des lixiviats par le procédé UASB, l'abattement de DCO obtenu a dépassé 96%, avec une charge organique de 15,8gDCO/L. la production de méthane a atteint 5,5L/jours. Ağdağ and Sponza (2007) ont également signalé que le réacteur UASB à température de (37-42°C) peut enlever 58-79% de DCO de lixiviats, soit une réduction de la concentration de la DCO de 54 à 20 g/L. De même, Kettunen et al. (1996) ont observé une efficacité d'élimination similaire de la DCO à basse température en utilisant un réacteur UASB sur site. Calli et al. (2006) ont constaté également que l'efficacité de l'élimination de la DCO été au-dessus de 80% lorsque le taux de charge organique a augmenté progressivement de 1,3 à 23,5 kg de DCO/m³ par jour. Toutes ces études citées ont montré que le procédé UASB reste un des procédés les plus simples, faisables et efficaces, et présente des performances significatives en termes de rendement épuratoire et production de biogaz en faveur des charges organiques élevées.

L'objectif de ce chapitre est de vérifier si les résultats obtenus lors d'essais en batch sont transférables à une application en continu, et de déterminer les conditions optimales de digestion en utilisant le réacteur d'UASB. Nous rappelons que dans un premier temps l'optimisation du protocole de digestion anaérobie en réacteur batch a été réalisée de manière à définir l'influence des conditions opératoires telles que l'ajustement du pH, inoculation de boue et l'air stripping sur les cinétiques de production de biogaz. Après avoir montré qu'il était possible d'améliorer la

production de biogaz en batch avec application de ces conditions opératoires en amont de la digestion batch, une autre étude expérimentale est menée dans ce chapitre, visant l'application du réacteur UASB en amont du procédé d'air stripping.

Le choix de la technique d'UASB est motivé par les conditions climatiques locales de la ville objet de cette étude où la saison chaude dure du mois 4 au moins 10, avec des températures qui restent en dessus de 30°C et qui sont considérées comme très favorables au traitement biologique anaérobie selon la technique de l'UASB. Ce choix est également justifié à la fois par la rusticité de l'UASB en termes de production de biogaz et par son coût relativement bas, ce qui pourrait en faire une alternative pour de nombreuses petites et moyennes communes marocains. Le couplage air stripping-UASB est étudié en tant que procédé de valorisation des lixiviats plutôt que traitement.

II. Protocol expérimental

Les lixiviats utilisés dans cette étude sont récupérés à partir des bennes tasseuses de collecte des déchets ménagers lors du transport de ces déchets vers la décharge. Ensuite, ils sont transportés au laboratoire et stockés à 4 °C pour être analysés et traités.

L'air stripping a été appliqué pendant une durée de 48 heures avec ajustement du pH au 7 par KOH et un taux d'aération de 2L/min (Figure 21).

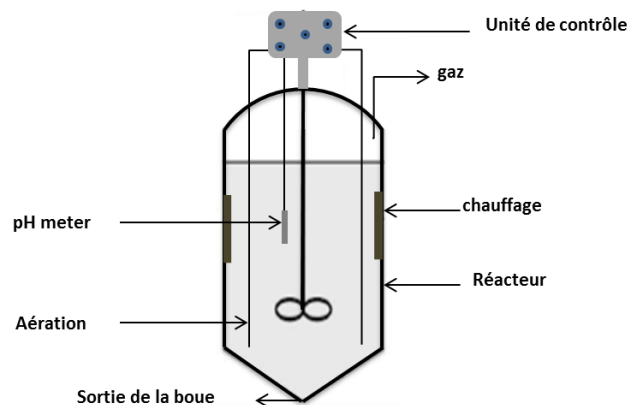


Figure 21 : Réacteur d'air stripping

L'effluent sortant de l'air stripping rejoint les deux réacteurs UASB, R1 et R2 liés en série, opérant sous trois temps de séjours hydrauliques 36, 24 et 12h. La digestion anaérobie a été conduite en température mésophile ($37\pm 2^\circ\text{C}$). Le maintien de température constante du milieu réactionnel est assuré par le système bain marie.

Pour réduire la phase d'adaptation de la flore méthanogène, le digesteur a étéensemencé au début de l'essai par une quantité suffisante de boues naturelles issues des essais batch.

L'expérience a été menée durant 120 jours. L'augmentation en charge s'est faite par une baisse progressive du TSH de 36 à 12 h. Pendant les périodes d'augmentation de la charge organique, quelques problèmes techniques liés à la défaillance de certaines pompes ont entraîné quelques variations de fonctionnement du réacteur.

Une description des bioréacteurs et le module de récupération du biogaz ainsi que les outils de mesure sont décrits dans la partie matériels et méthode. L'ensemble du dispositif est illustré sur la Figure 4 (cf. Partie II : Matériels et Méthodes).

L'enchaînement des traitements appliqués pour les lixiviats dans les chapitres 1 et 4 est regroupé dans le Tableau 28.

Tableau 28 : Passage du mode batch au mode continu: UASB

Effluent	Codigestion batch	Codigestion continu: UASB
Lixiviats jeunes (échantillonnage et caractérisation)	1. Ajustement du pH 2. Air stripping pendant 48h (Injection de l'air 2L/min) 3. Inoculation de boue anaérobie 4. Tests BMP	Ajustement du pH Air stripping pendant 48h (Injection de l'air 2L/min) Inoculation de boue anaérobie Alimentation du l'UASB-R1 et R2 <ul style="list-style-type: none"> • Phase de start-up • Trois TSH appliqués (12h, 24h et 36h)
	1 ère partie (chapitre 1)	2 ème partie (chapitre 4)

Le Tableau ci-dessous regroupe des conditions opératoires, charge organique appliquée et le TSH correspondant.

Tableau 29 : Conditions opératoires initiales des réacteurs UASB-R1 et R2

Temps (jour)	TSH (h)	Vitesse de chargement (L/h)	Vitesse d'ascension (m/h)	Charge organique appliquée (g DCO/L.j)	
				UASB-R1	UASB-R2
1-30	36	0,0833	0,0139	27,28±1,3	12,32±1,36
30-60	24	0,1250	0,0208	45,37±1,12	17,72±1,44
60-90	12	0,2500	0,0417	86,93±1,92	49,20±1,89

La description de l'ensemble des étapes expérimentales suivies dans ce chapitre est reportée dans la Figure ci-dessous.

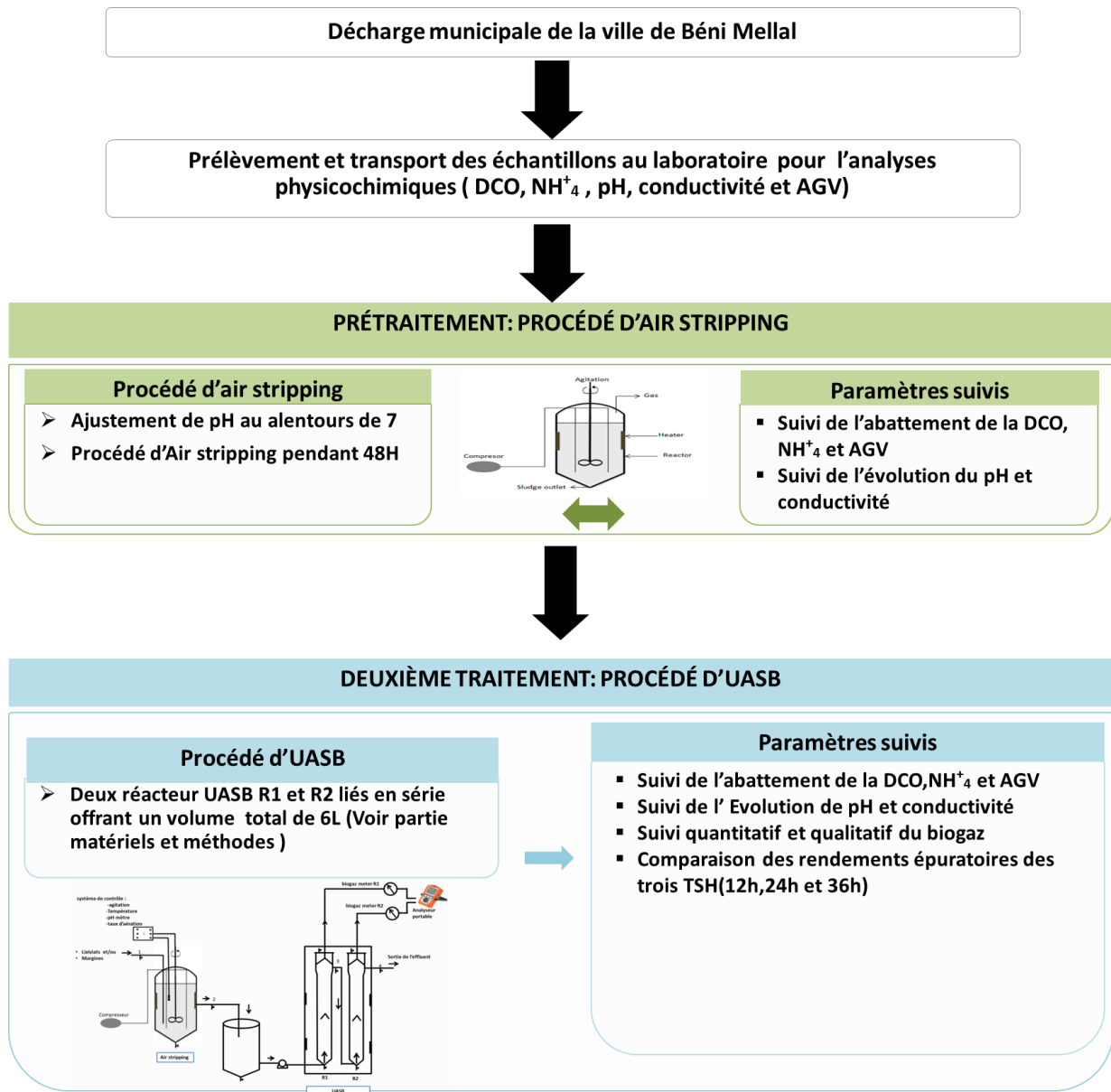


Figure 22 : Protocole expérimental adopté durant cette étude

II.1 Suivi de volume et composition du biogaz

Le suivi du processus de digestion anaérobie en appliquant le système de traitement de l'Air stripping-UASB, consiste à prélever des échantillons à l'entrée et à la sortie de chaque étape de traitement pour les analyses physico-chimiques, vérifier la température de digestion, et à mesurer la sortie journalière du biogaz. La méthode de déplacement de l'eau est adoptée pour mesurer le volume journalier du biogaz produit. L'analyse de la composition du biogaz a été faite tous les quatre jours. Les composants du biogaz sont analysés par un analyseur portable permettant de connaître la proportion exacte en méthane CH₄ (%), en dioxyde de carbone CO₂ (%), en oxygène O₂ (%) et en H₂S (en ppm) (Partie II : Matériels et Méthodes, Photo2).

II.2 Paramètres physico-chimiques suivis

Des échantillons de lixiviats sont prélevés pendant toutes les périodes du fonctionnement des bioréacteurs UASB pour être analysés au laboratoire. La fréquence de récupération des échantillons, se fait tous les quatre jours pendant la phase d'adaptation. Pour les trois mois de mise en route de la digestion continue, le prélèvement des échantillons se fait deux fois par semaine. Au total, pour chaque temps de séjours lancé, dix analyses ont été prélevées. Les échantillons sont stockés dans un congélateur à température de 4°C avant d'être analysés. Les analyses en laboratoire ont été effectuées une fois par semaine. Ces analyses ont permis de suivre les AGV, les SV, le NTK, l'ammonium total, pH et conductivité (Tableau 30).

Tableau 30 : Fréquence de mesure de volume et composition de biogaz et l'analyses physicochimiques des lixiviats

Paramètres	Fréquences d'analyses
Volume du biogaz (mL/j)	4 jours
Composition du biogaz (CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , H ₂ S)	4 jours
Analyses physicochimique du lixiviats (DCO, pH, NH ₄ ⁺ , AGV, conductivité)	4 jours

Le suivi de l'évolution de ces paramètres a pour but d'évaluer le bon fonctionnement du processus de digestion anaérobie et d'éviter les risques d'inhibitions ainsi que la détermination des abattements des rendements épuratoires.

III. Résultats et discussions

III.1 Caractérisation des lixiviats

Les lixiviats jeunes de la décharge de Béni Mellal sont caractérisés par un pH acide (4-5), une conductivité électrique moyenne de (24,5ms/cm) et une forte teneur en matière organique (environ 50 g/L en termes de DCO) hautement biodégradable. Ces lixiviats fortement chargés en matière organique biodégradable ont subi une phase d'acidification très rapide résultant à la formation d'acides gras volatils dont la concentration a dépassé 15 g/L.

En prenant compte toutes ces caractéristiques, l'objectif de ce chapitre est de traiter ces lixiviats jeunes dans un bioréacteur anaérobie type UASB, avec application d'un traitement préalable (l'air stripping et ajustement du pH) et d'évaluer leur rendement qualitatif et quantitatif en biogaz.

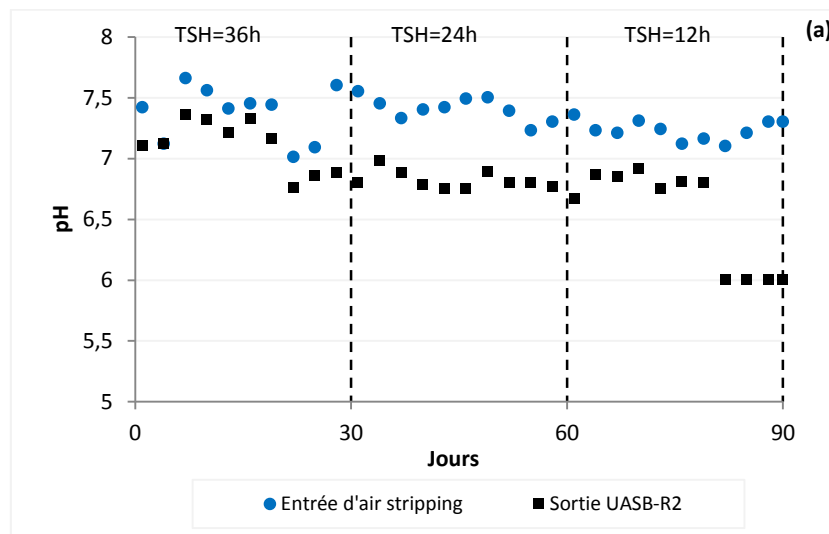
Les caractéristiques physico-chimiques des lixiviats utilisées sont résumées dans le Tableau 31.

Tableau 31 : Caractérisation physicochimique des lixiviats utilisés

Paramètres	Valeurs moyenne	Ecart type
pH	4,85	0,52
Conductivité (mS/cm)	25,69	1,32
DCO (mg/L)	51000	810
NTK (mg/L)	2960	85
AGV (mg/L)	19000	960
Ammonium (mg/L)	786	15
PT (mg/L)	162	9,5
Sulfates (mg/L)	820	22,6
Chlorures (mg/L)	930	84,6
Cadmium (mg/L)	0,019	0,004
Plomb (mg/L)	0,33	0,14
Cuivre (mg/L)	1,56	0,01
Zinc (mg/L)	6,5	1,45
Fer (mg/L)	4,56	1,5

III.2 Variation du pH et conductivité

Le pH du milieu est l'un des indicateurs qui permet de se situer dans les différentes phases de dégradation des lixiviats. La Figure 23 (a) et (b) montrent l'évolution du pH et de conductivité au cours du traitement appliqué.



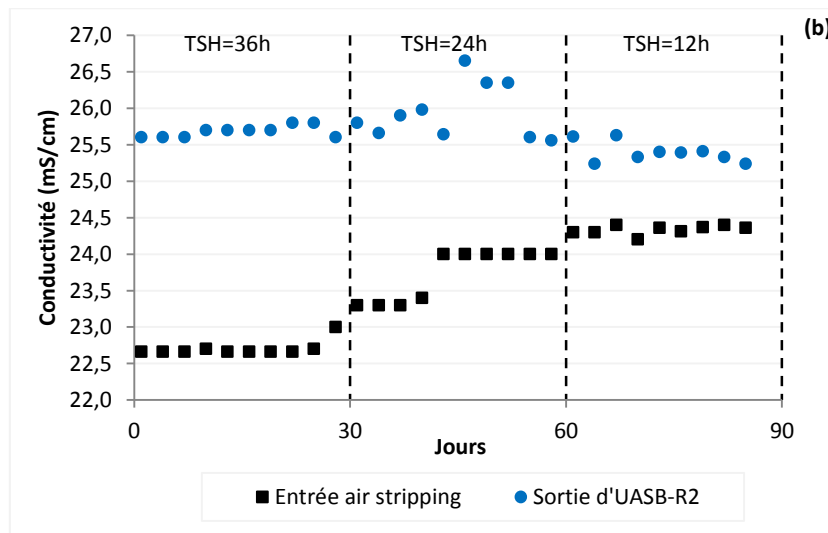


Figure 23 : Evolution du pH(a) et conductivité(b) dans les réacteurs UASB

La teneur élevée en AGV mesurée avant la mise en digestion anaérobie se traduit par un pH acide ce qui confirme que les lixiviats se trouvaient encore en phase d'acidogènes. La correction du pH aux alentours de 7 a été adoptée dans le but d'éviter les risques de chute du pH et d'accumulation des AGV.

Au cours de l'expérience, le pH est resté à des valeurs comprises entre 6,5 et 8, permettant ainsi le déroulement de la digestion anaérobie (Cresson, 2017). Si l'on prend en compte la durée des prétraitements, il semble donc que les lixiviats sont passés en phase de méthanogène. En revanche, ce résultat est à prendre avec précaution compte tenu de la teneur élevée des AGV qui peut bloquer la mise en place de la méthanogènes dans les Bioréacteurs.

La mesure de la conductivité apporte une information globale sur la quantité d'éléments chimiques chargés présentes dans les lixiviats. Elle constitue sans doute un paramètre intéressant à suivre pour évaluer la charge minérale présente dans un effluent. D'après la Figure 23, nous observons qu'au cours de la période de traitement la conductivité est restée presque stable à une valeur de 24,5 mS/cm indiquant une pollution minérale moyenne.

III.3 Evolution de la DCO

La variation de la concentration de la matière organique contenue dans les lixiviats est considérée comme un bon indicateur de son état de dégradation, car elle subit de multiples transformations au cours des différentes phases de dégradation. La DCO fait partie des principaux paramètres dont la mesure est imposée par la réglementation relative aux rejets des eaux usées dans le milieu naturel. Elle permet de déterminer la quantité de matière oxydable présente dans les lixiviats et permet d'estimer la matière organique.

L'évolution de la DCO des lixiviats au cours des TSH et en fonction des traitements appliqués (air stripping et UASB) est reportée par la Figure 24.

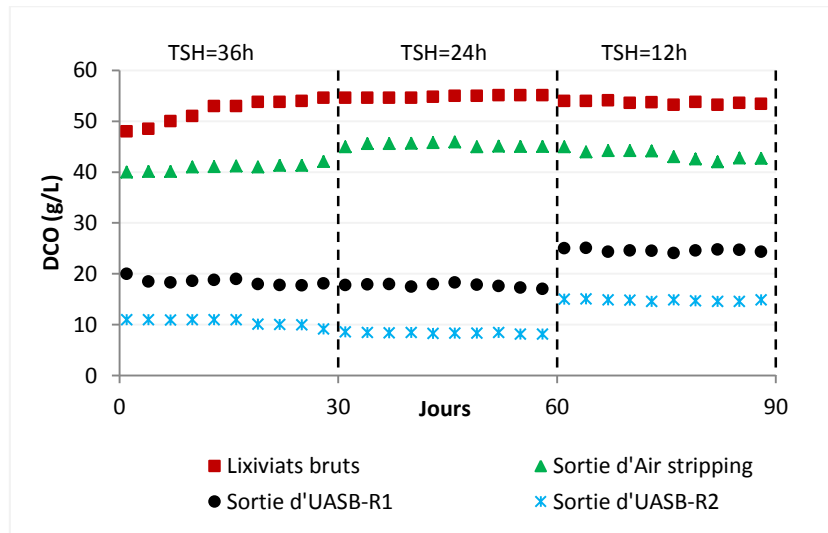


Figure 24 : Evolution de la concentration de la DCO au cours du temps et en fonction des TSH appliqués

La valeur moyenne de la concentration de DCO enregistrée à l'entrée de l'ensemble de traitement est de l'ordre de 50 g/L. Cette valeur reste proche de la charge organique appliquée par d'autres auteurs (JIROU et al., 2014; Khalil et al., 2015; Renou et al., 2008a), utilisant le procédé d'UASB pour le traitement des lixiviats. Aussi, la concentration de la DCO à la sortie de l'air stripping, UASB-R1 et UASB-R2 est d'environ 40g/L, 20g/L et 10 g/L respectivement.

Les abattements moyens de la DCO obtenus pour l'air stripping, UASB-R1 et UASB-R2 en fonction des TSH appliqués sont données dans la Figure 25.

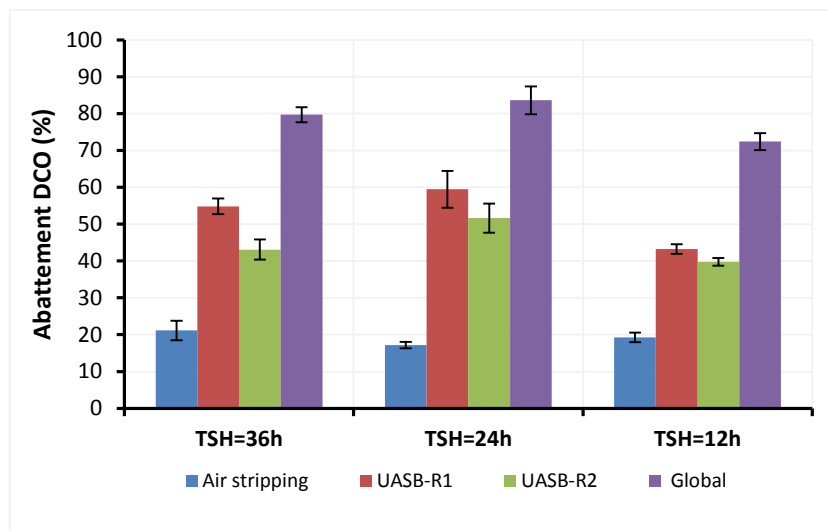


Figure 25 : Abattement de la DCO au cours des traitements appliqués et en fonction du temps de séjour hydraulique (TSH)

Un abattement global de 72,41 %, 83,60 % et 79,68 % de la DCO a été observé respectivement pour les TSH de 12 h, 24 h et 36 h. Le meilleur abattement est obtenu pour les TSH de 24h avec

une réduction de la concentration de la DCO de 45,84 g/L à 8,36 g/L pour l'ensemble de traitement.

Le TSH de 24H a donné des meilleurs abattements à savoir : 17,21 % pour l'Air stripping, 59,43 % pour R1, 51,63 % pour R2 et 83,60 % pour l'ensemble du système de traitement. A la sortie du traitement par UASB les valeurs de DCO gravitent autour de 10,51g/L pour le TSH de 36h, et 8,63 g/L pour le TSH de 24h et 13,64 g/L pour le TSH de 12h, avec une valeur moyenne de l'ordre de 10,78 g/L. Cette teneur est beaucoup supérieure aux normes de rejet marocaines, que ce soit pour un rejet direct (500 mg/l) ou pour l'irrigation.

L'abattement moyen obtenu de la DCO au niveau de l'étape de l'air stripping était de 18,56 %, cet abattement est expliqué par l'activité des microorganismes aérobie. En outre, l'efficacité d'abattement de la DCO a diminué dès que la charge organique entrante est augmentée de 45,37 (TSH=24h) à 86,93 g DCO/(L.j) (TSH=12H), soit une diminution de 59 à 43 % pour UASB-R1 et 51 à 39 %, pour UASB-R2, et en fin 83 à 72 % d'abattement de la DCO dans l'ensemble de système de traitement. Cette diminution peut être due à l'accumulation des AGV et d'autres éléments toxiques au niveau de TSH de 12 h.

Le traitement du lixiviat par le système d'air stripping couplé avec l'UASB en utilisant les trois TSH a montré que le pourcentage d'élimination de la DCO varie d'un temps de séjour à l'autre. Le meilleur abattement est 84,74 %, obtenu par le TSH de 24h correspondant à 45,37 g DCO/(L.j), suivi par le TSH de 36 h (79,68 %) et finalement le TSH de 12h (65,81 %).

Dans d'autres études similaires effectuées avec des lixiviats jeunes, l'élimination de la DCO était dans l'intervalle de 64-85 % par utilisation d'un système SBR anaérobie (Timur and Özturk, 1999). Des abattements entre 80 et 90% avec un UASB combiné au réacteur à lit filtrant et hybride ont été trouvé par (Calli et al., 2006; Inanc et al., 2000). De même, Kennedy and Lentz (2000) ont atteint des abattements de 77-81 % avec UASB continu et 45-86% avec un système SBR anaérobie.

Lu et al. (2016) ont présenté également une étude pilote couplant des procédés UASB et traitement chimique. Ils ont traité des lixiviats de décharge à haute charge organique (65-105 g/L DCO). Le procédé adopté a montré une efficacité d'élimination de la DCO de 93 % à un taux de chargement de 10 kg DCO/(m³.j). Cette charge organique appliqué reste largement inférieure à celle utilisée dans notre cas.

En Résumé, le traitement aérobie et anaérobie appliqué sur des lixiviats semble avoir eu un effet sur la qualité et l'apparence physique du lixiviat. Ces lixiviats traités ont un aspect différent de celui frais. Ils ont une couleur noire, expliquant les fortes absorbances, présentent un aspect terreux alors que le lixiviat frais sont de couleur jaunâtre, présente une forte turbidité. Ce qui

indique la présence de molécules organiques plus aromatiques et plus hydrophobes. Les molécules deviennent donc de plus en plus aromatiques et leur caractère hydrophobe est de plus en plus marqué. Cette augmentation est en accord avec les données de la littérature montrant que l'aromaticité et le poids moléculaire des molécules augmente avec l'état de dégradation et d'humification des déchets (Labanowski, 2004; Lagier, 2000)

III.4 Evolution de l'ammonium

Les lixiviats sont généralement chargés en matière organique biodégradable, matière organique récalcitrante (comme les substances humiques), les sels inorganiques, les métaux lourds et a une forte concentration d'azote ammoniacal (Chan et al., 2013; Renou et al., 2008a).

l'azote ammoniacal est un élément de préoccupation particulier vu que sa concentration reste élevée (800-5210 mg/L), même dans les lixiviats des anciennes décharges (Kjeldsen et al., 2002; Lopez et al., 2004). Une concentration totale d'azote ammoniacal jusqu'à 1000 mg/L peut inhiber l'activité de microorganismes, ce qui diminue l'efficacité du traitement appliqué du lixiviat (Shiskowski and Mavinic, 1998; Wiszniowski et al., 2007).

Plusieurs études ont rapporté que l'air stripping est une technique efficace pour éliminer l'ammoniac des lixiviats générés des sites d'enfouissements (Cheung et al., 1997a; Nurisepehr et al., 2012) et d'autres substrats (eaux usées (Ferraz et al., 2013), lisier de porc (Bonmati and Flotats, 2003; Zhang et al., 2012a), digestion anaérobie (Guštin and Marinšek-Logar, 2011; Lei et al., 2007). L'efficacité de l'élimination de l'ammoniac obtenue dans ces études était dans la gamme de 90-99 %.

Le processus d'élimination de l'ammonium est basé sur le transfert de masse, et selon la réaction(1) ci-dessous, l'élimination de l'ammoniac est favorisée par l'ajustement du pH, ce qui causerait la libération de l'ammonium vers l'air.



Un pH de 11 est recommandé pour favoriser l'élimination de l'ammoniac des lixiviats par air stripping, ainsi que l'hydroxyde de calcium est communément utilisé pour l'ajustement de l'alcalinité du milieu (Cotman and Gotvajn, 2010; Guo et al., 2010). Ce dernier permis l'élimination de métaux lourds et la co-précipitation de macromolécules organiques, telles que les acides humiques présents dans le lixiviat (Renou et al., 2009).

La Figure 26 montre l'évolution de la concentration de l'ammonium au cours de temps et en fonction des traitements appliqués. Les ions ammonium contenus dans les lixiviats bruts utilisés dans cette étude ont une concentration comprise entre 800 et 900 mg/L.

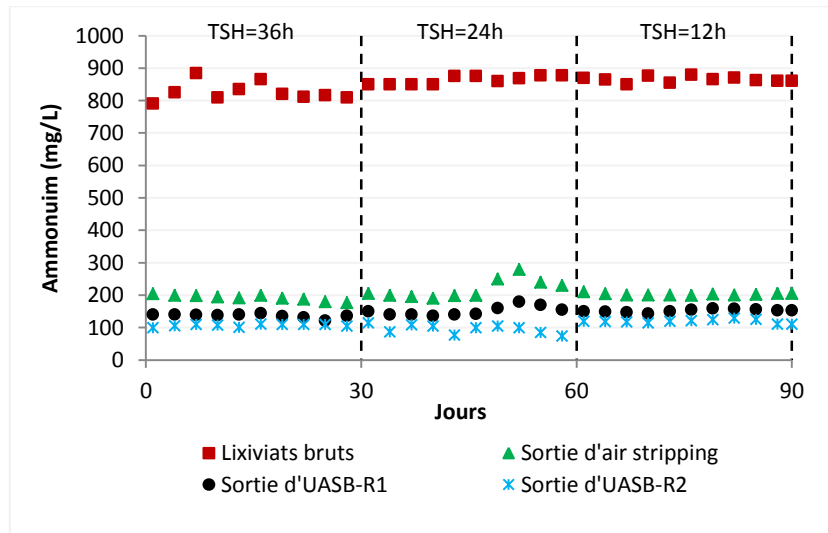


Figure 26 : Evolution de la concentration de l'ammonium au cours du traitement utilisé et en fonction des TSH appliqués

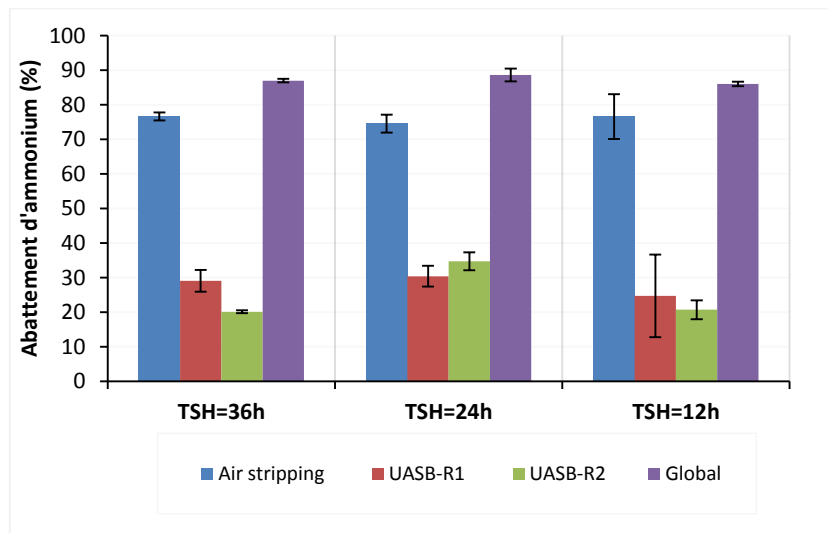


Figure 27 : Abattement de l'ammonium au cours des traitements appliqués et en fonction des TSH étudiés

Pour l'ensemble de traitement, la concentration initiale a été réduite d'environ 860 à 109 mg/L (Figure 26). Soit un abattement moyenne total de 87,34 % (Figure 27). Cette teneur moyenne est légèrement supérieure à la norme marocaine des rejets directs (30 mg/L). L'efficacité d'élimination de l'ammonium par le processus d'air stripping à 37 °C et un pH de 7,5 avec un taux d'aération de 2L/min a atteint 75,5 %, soit une réduction de 852 à 205 mg/L pour une période de 48 h.

Une étude similaire réalisée par Campos et al. (2013b), dans les conditions suivantes : (pH initial (8,3), Température de 25°C, 240 L d'air/h et 1mol/L de NaOH). Ils ont observé que le taux d'élimination de l'azote ammoniacal n'est pas dépassé 16,8 % après 7 heures de traitement. Même auteur a montré dans d'autres études qu'à température de 40 ° C et au pH de 8,3, un abattement de 38,8 % d'ammonium a été obtenu dans 7 heures de traitement. D'autres essais menés à 60 ° C

avec différentes valeurs initiales du pH ont permis d'obtenir des absorptions similaires d'ammonium, et ils étaient supérieurs à 95 % après 7 h d'air stripping (Campos et al., 2013b).

Ces résultats montrent la forte influence de la température sur l'abattement de l'ammonium, l'ajustement du pH et le taux d'aération ont également influencé les résultats. Cela justifie les conditions optimales de température, pH et taux d'aération adoptées par notre étude.

Les résultats obtenus par notre étude sont meilleurs non seulement en termes d'efficacité d'abattement, mais aussi en terme d'économie des ressources naturelles (frais de chauffage, ajout de la chaux).

III.5 Evolution des AGV

La concentration en AGV est un paramètre caractéristique des premières phases de dégradation et le suivi de son évolution permet d'estimer l'état de dégradation des lixiviats. La détermination de des acides gras volatils permet de mettre en évidence les composés organiques à faible chaîne comme l'acide propionique, butyrique ou acétique. Lors de la méthanogénèse, ils peuvent devenir des inhibiteurs s'ils sont présents en trop grande quantité (De et al., 2006). L'évolution de la concentration totale en AGV dans les lixiviats au cours de chaque étape de traitement est donnée par les Figures 28 et 29.

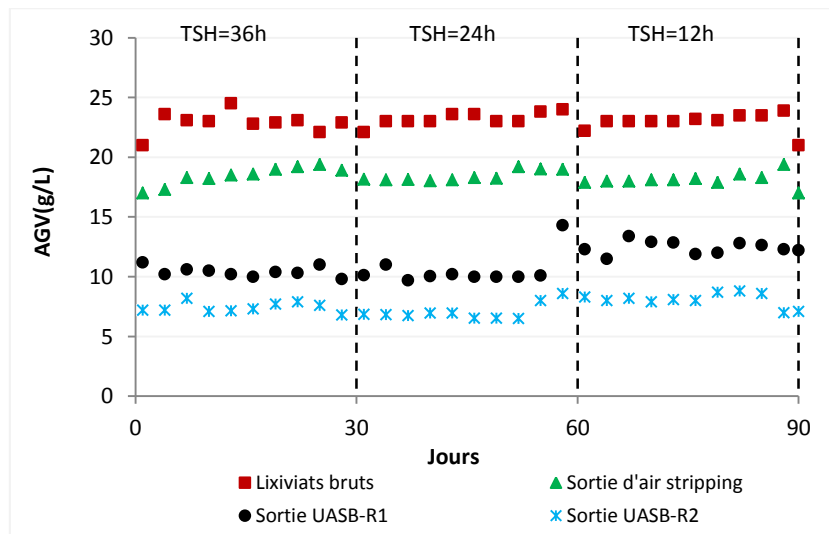


Figure 28 : Evolution de la concentration des AGV en fonction des TSH et des traitements appliqués

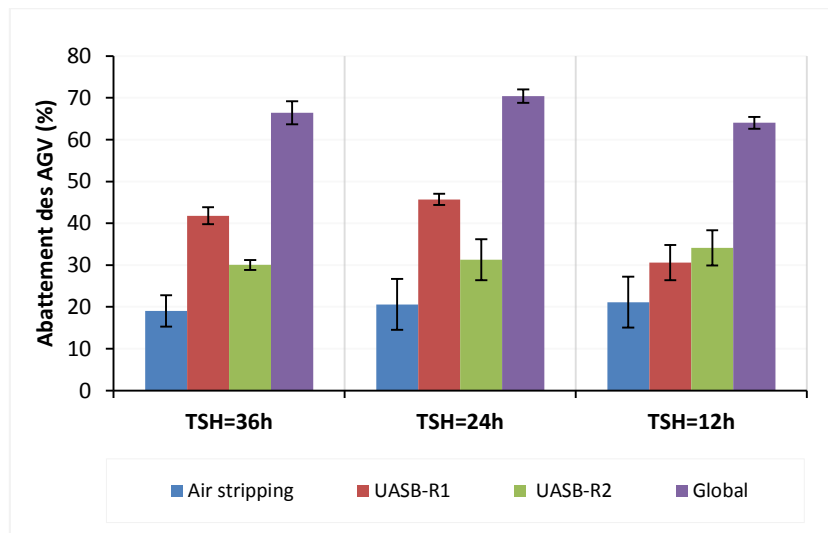


Figure 29 : Abattement des AGV en fonction des TSH et traitement appliquées

Les concentrations en AGV sont très élevées au début de la dégradation. Ils représentent à elles seules environ 80 % de la charge organique totale contenue dans le lixiviat. Harmsen (1983) estime quant à lui que les AGV peuvent représenter jusqu'à 95 % du carbone organique total dans un lixiviat jeune.

La concentration initiale en AGV dans le lixiviat des bioréacteurs est de 23 g/L au début de l'étude. Concentration fréquemment retrouvée dans des lixiviats en phase acidogène (963-22414 mg/L) (J.R., 1993). Cette forte concentration est due à la dégradation lors des premières phases de l'importante quantité de matière organique initialement présente dans le déchet.

Suite à la mise en place de ce nouveau système de traitement, une diminution progressive et rapide de la concentration en AGV a pu être observée avec des valeurs inférieures à 5 g/L correspondant à des teneurs retrouvées dans des lixiviats en phase méthanogène (De et al., 2006), ce qui montre la grande capacité de système de traitement à réduire les AGV soit un abattement global varie entre 65 et 70 % (Figure 29).

Le suivi régulier de ce paramètre a permis de conclure que le TSH de 24 s'avère le plus efficace pour une meilleure dégradation des AGV. De plus il semble que l'alternance de la phase aérobie avec la phase d'anaérobie permis une pré-dégradation des AGV et le passage rapide en phase méthanogénèse. Ce qui confirme les déductions précédemment faites à savoir que plus un effluent est prétraité par voie aérobie, plus il est méthanisé.

De nombreuses études ont montré que des concentrations élevées en AGV pouvaient ralentir fortement les cinétiques hydrolytiques des composés particuliers (Control and Neth-, 2000; Lu and Ahring, 2006; Siegert and Banks, 2005). Les fortes concentrations d'AGV jouent donc un rôle perturbateur dans toutes les étapes de dégradation biochimique. Leur accumulation résulte de déséquilibres entre les différents métabolismes microbiens. Par exemple l'inhibition de croissance

de la flore méthanogène par l'ammoniac entraîne une accumulation d'acétate ; dans ce cas, l'accumulation d'AGV n'est pas la cause, mais la conséquence d'une inhibition (Nielsen et al., 2007). Le suivi de ces composés est donc un moyen de contrôler la bonne marche des digesteurs anaérobie (Nielsen et al., 2007).

III.6 Production et composition du biogaz

L'évolution de la production du biogaz et de la charge organique appliquée en fonction du temps au niveau des réacteurs UASB-R1 et R2 est reportée dans la Figure 30.

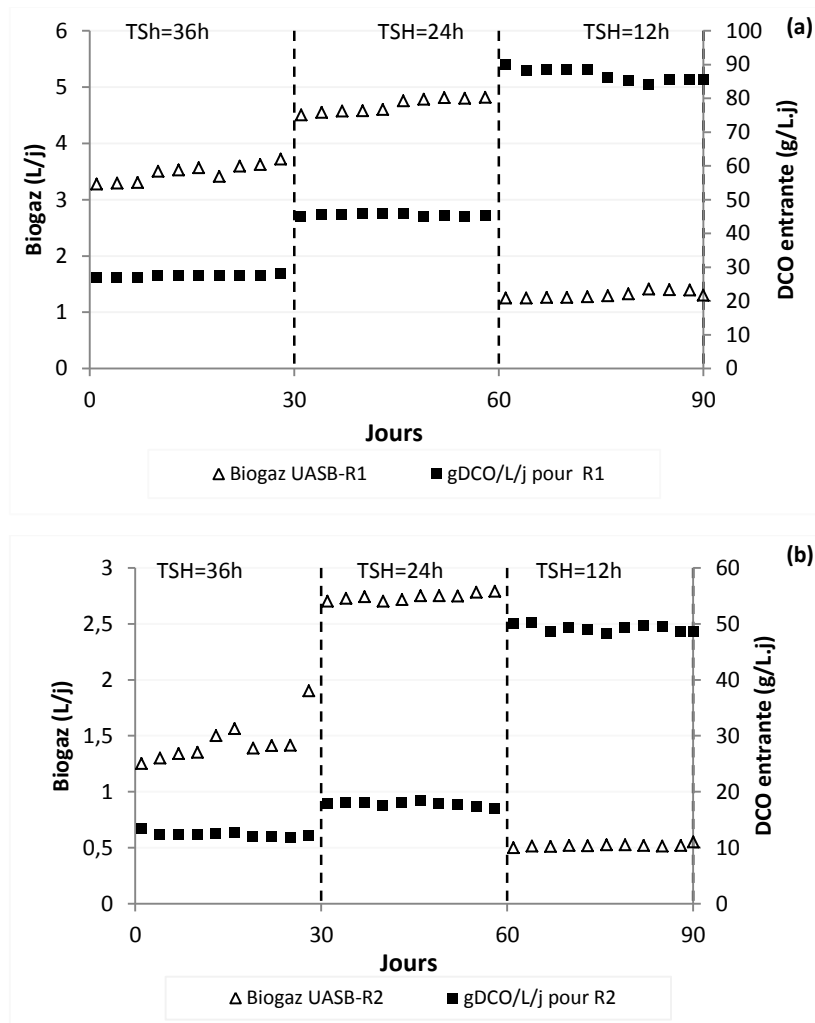


Figure 30 : Evolution de la production journalière du biogaz en fonction de la variation de la DCO entrante dans L'UASB-R1 (a) et R2 (b)

La cinétique du rendement en biogaz décrit une courbe avec trois phases, semblable à celle qui représente la durée de vie d'un produit. Elle se caractérise par une première phase correspond au TSH de 36h entre le jour 1 et 30 avec une valeur de biogaz proche de 1,44 L/j pour R2 et 3,47 L/j pour R1, une deuxième phase correspond au TSH de 24h du jour 30 au jour 60 où le volume de biogaz monte de 1,44 à 2,75 L/j pour R1 et de 3,47 à 4,75 L/j pour R2 et enfin la troisième phase

correspond au TSH de 12h durant laquelle le volume de biogaz descend de 2,75 à 0,5 pour R1 et 4,75 à 1,25 L/j pour R2.

Durant les TSH de 12h, le rendement en biogaz est faible par rapport au TSH de 24h et 36h. Cette baisse progressive de la production de biogaz peut être attribuée en partie au lessivage des bactéries libres (TSH court 12h, charge organique de 86,93 g DCO/(L.j)). Cependant, elle peut également être liée à l'accumulation de certains AGV toxique lors de TSH long de 36h , l'existence d'une accumulation d'origine biologique est suggérée par Mata-Alvarez et al. (2000) lors du démarrage d'un réacteur anaérobie.

La seconde phase correspondant au TSH de 24h, à partir du jour 30 jusqu'au jour 60, cette phase se caractérise par une augmentation continue et progressive de la production de biogaz avec notamment une quantité de matière organique dégradée constante. Le rendement en biogaz progresse alors de 1,44 à 2,75 L/j pour R1 et de 3,47 à 4,75 L/j pour R2. Les meilleures productions de biogaz ont été enregistrées pour ce TSH, disposant une valeur de charge organique appliquée de l'ordre de (45,37g DCO/L/j).

Le processus anaérobie était plus ou moins stable en fonction du TSH avec un rendement volumétrique total en biogaz compris entre 0,30 et 2,47 L/L de lixiviat traité. La diminution du TSH de 36h à 24h a amélioré le rendement en biogaz des deux réacteurs, mais une diminution supplémentaire à 12h a eu un effet négatif et a provoqué une défaillance des réacteurs. La comparaison entre les réacteurs R1 et R2 a montré que la production volumétrique quotidienne de biogaz était toujours plus élevée pendant la première étape UASB-R1, quel que soit le TSH appliqué.

La composition de biogaz est illustrée sur la Figure 31 et a montré un pourcentage de méthane élevé et stable dans la gamme de 74-79% pour UASB-R1 et 68-72% pour UASB-R2. Une charge organique comprise aux alentours de 45,37g DCO/(L.j) s'avère optimale pour une meilleure digestion anaérobie des lixiviats en termes de production et composition du biogaz.

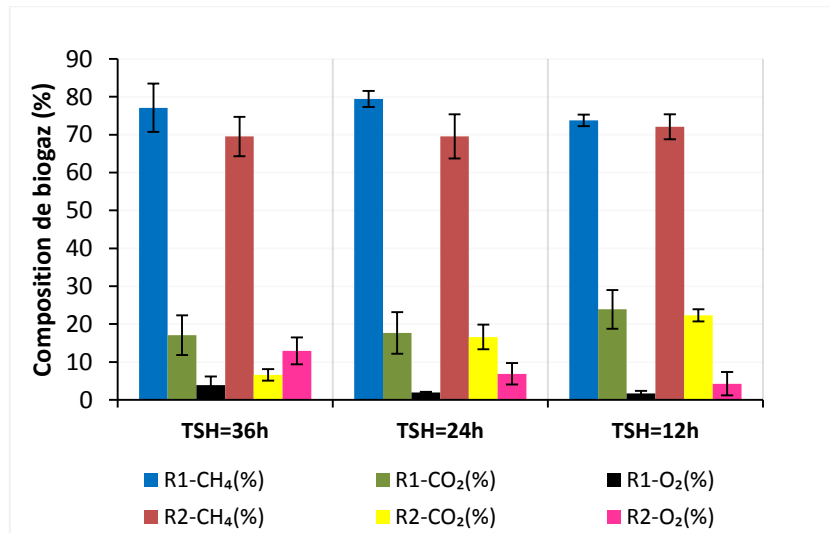
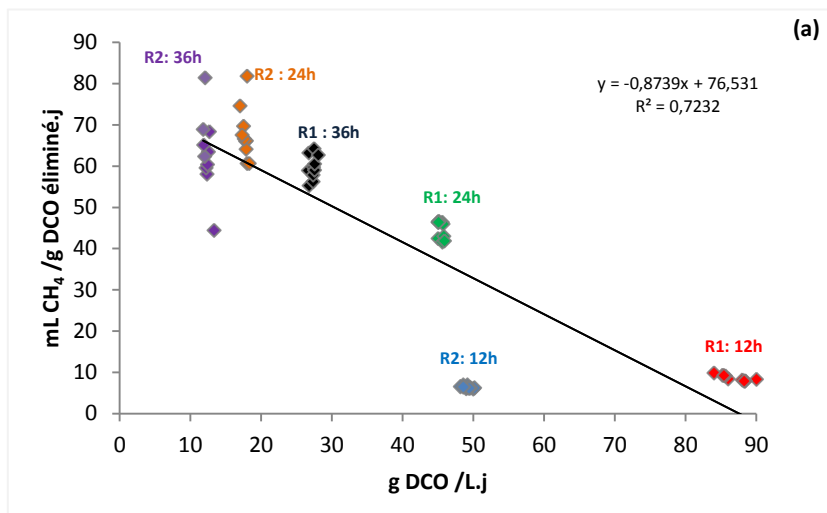


Figure 31 : Evolution de la composition du biogaz en fonction des TSH dans l’UASB-R1et R2. Sur la base de la composition du biogaz, le rendement journalier spécifié en méthane était de l'ordre de 0,223, 1,848 et 1,790 L CH₄/L de lixiviat traité respectivement pour les TSH de 12h, 24h et 36h. En termes de rapport méthane/DCO éliminé, le rendement global spécifique en méthane était compris respectivement entre 0,112 et 0,123 LCH₄/g DCO, ce qui représente 32 à 35% de la valeur théorique (0,35 L CH₄/g DCO éliminée)(Wang and Banks, 2006a). Par rapport à la littérature, les rendements obtenus étaient proches de ceux rapportés par d'autres études (Luo et al., 2015; Wang and Banks, 2006a), même si nos résultats sont restés inférieurs à la plupart des études UASB sur les lixiviats, en raison de la charge organique élevée que nous avons appliquée.

Théoriquement, la difficulté d’atteindre des performances élevées en production de biogaz pendant la première étape de digestion peut être associée à une charge d'alimentation élevée en DCO et à la contrainte d'acclimatation associée. Pour notre étude, l’exploitation des données a montré que les performances du réacteur étaient négativement corrélées aux charge organique en DCO et AGV au stade UASB-R1 et UASB-R2 et pour le procédé d’UASB global comme l’illustre la Figure 32.



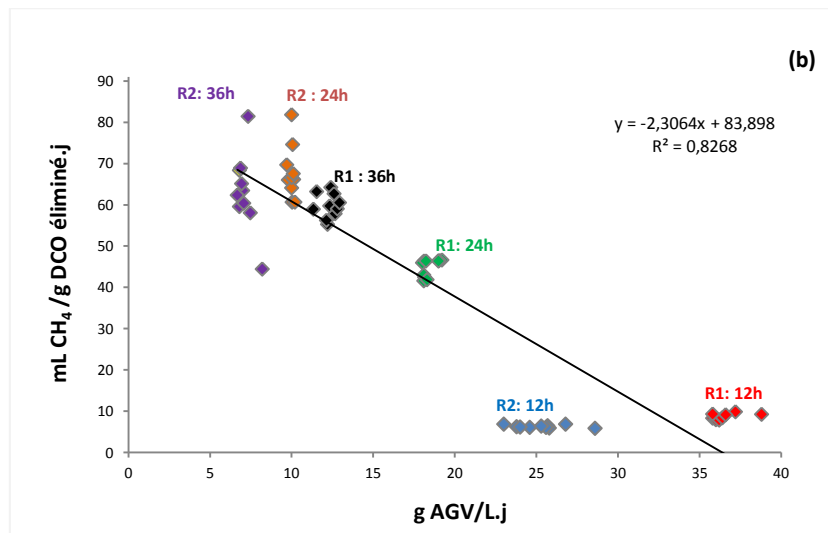


Figure 32 : Corrélation entre le taux de méthane produit/DCO éliminée et charge organique en DCO (a) et AGV (b)

L'augmentation de la DCO de la charge d'alimentation à l'entrée d'une valeur supérieur à 45,37 g/L.j et d'AGV au-dessus de 18,43 g/L.j, qui s'accompagnait de la diminution du TSH à 12h, a réduit considérablement les performances du processus. Il était clair que le raccourcissement du TSH rend le processus de digestion proche de la plage de surcharge critique et a entraîné de mauvaises performances. Au contraire, la diminution du taux d'alimentation organique, associée à l'augmentation du TSH, avait une forte corrélation positive linéaire avec les performances de la digestion

De même, la comparaison des deux réacteurs R1 et R2 a révélé que la perte de DCO et de AGV dans le premier réacteur, en raison de la consommation biologique, était corrélée positivement avec l'augmentation des performances de récupération du méthane du premier au deuxième réacteur. Le coefficient de corrélation calculé entre les réacteurs 1 et 2 était hautement significatif et se situait dans la plage de 0,91- 0,99 et de 0,90-0,98 respectivement pour la DCO et les AGV.

Par conséquent, les résultats des stades TSH et UASB sont en accord avec le fait que le taux d'alimentation organique était le principe paramètre déterminant la performance de digestion anaérobie. Ces résultats concordent avec la plupart des études de digestion anaérobie UASB pour lesquelles la DCO est le paramètre clé qui deviennent généralement limitant à des valeurs proches de 32 g/L.j (Liu et al., 2012; Luo et al., 2015). De même, le seuil critique d'AGV variait dans une large gamme en fonction des conditions de digestion et des caractéristiques des déchets (Begum et al., 2018; Han et al., 2005). Pour les lixiviats d'enfouissement et les lixiviats alimentaires, les performances optimales de la digestion anaérobie étaient généralement enregistrées à de faibles valeurs. Généralement, la digestion anaérobie est devenue sévèrement stressée avec des AGV s'élevant à 20 g/L (Zhang et al., 2012b), et cela est en bon accord avec nos résultats. Il convient de

souligner qu'un changement qualitatif des AGV peut également se produire avec davantage de synthèse de précurseurs de méthane au cours de la première étape UASB, ce qui se traduit par des performances plus élevées à la deuxième étape. Un étage UASB supplémentaire est par conséquent une option intéressante car il peut certainement améliorer à la fois le rendement en biogaz et le taux d'élimination de la DCO. L'identification du stade UASB optimal est cependant encore nécessaire et représente une perspective de recherche prometteuse.

Le Tableau 32, regroupe quelques résultats de rendement en biogaz trouvés dans la littérature.

Tableau 32 : Comparaison du rendement de production de biogaz pour différentes études trouvées dans la littérature

Références	Réacteur	Abattement DCO (%)	COA (kg DCO/ (m ³ .j))	MPR (m ³ /kg DCOéliminée)
(Kheradmand et al., 2010)	AD	59-79	0,07-3,37	0,02-0,04
(Wang and Banks, 2006b)	AD	75	1,15	0,14-0,18
(Nayono et al., 2010)	AD	60	10,7-27,7	0,324
(Castillo et al., 2007)	UASB	24-62	3,273	0,29
(Gunay et al., 2008a)	UASB	86,3	4-13	0,27-0,35
(Peng et al., 2008)	UASB	83-93	6,6-16,2	0,388
(Castrillón et al., 2010)	UASB	80-88	7	0,34-0,38
(Ye et al., 2011)	UASB	82,4	12,5	0,31
(Govahi et al., 2012)	UASB	71	15	0,211
Notre étude	UASB-R1-R2	70-83	27-45,37	0,112-0,123

AD: Digesteur anaérobie; **MPR:** Taux de production de méthane, **COA:** Charge organique appliquée

A titre de comparaison, de nombreux travaux ont été focalisés sur la digestion anaérobie des lixiviats frais et âgés avec application des traitements comme l'UASB, CSTR et bioréacteur à filtre (Fermoso et al., 2009; Kettunen and Rintala, 1998; Liu et al., 2015; Parawira et al., 2006; Rajeshwari et al., 2001; Shin et al., 2001). Les travaux de Kheradmand et al. (2010) en réacteur anaérobie et boue activée présentent l'influence de ce système de traitement sur la réduction de la DCO et la production de biogaz. Les résultats présentés montrent que le taux de production de biogaz était de l'ordre de 0,02-0,07 L/g DCO éliminé avec une teneur en méthane variait entre 60% et 63%, ces résultats semblent inférieure à celui de notre étude qui est de 0,112-0,123 L/g DCO éliminés.

Une autre étude sur les performances de digestion anaérobie en réacteur UASB alimenté par des lixiviats est présentée par Gunay et al. (2008b). Ces chercheurs ont obtenu un taux de production de méthane allant de 0,27 à 0,35 m³/kg de DCO éliminé. Castillo et al. (2007) Présentent également le traitement des lixiviats en réacteur rotatif de contact couplé au réacteur UASB, et ils ont obtenu un taux de production de méthane de 0,29 m³/kg de DCO éliminé, qui est présentés

semblent supérieurs aux résultats trouvés. Cette différence peut s'expliquer par la plus forte charge organique utilisée dans notre étude (45,37 g DCO/L.j).

III.7 Conclusion

Ce quatrième chapitre avait pour but d'étudier la digestion anaérobie des lixiviats jeunes, en utilisant l'air stripping comme prétraitement en amont de la technologie d'UASB. Pour parvenir à cet objectif, plusieurs étapes étaient nécessaires. La première étape consiste à étudier l'optimisation des conditions de digestion anaérobie des lixiviats à savoir l'air stripping, l'ajustement de pH et inoculation de boue, le potentiel méthanogène de lixiviats en mode batch a été étudié par la suite.

Suite aux résultats de la digestion batch, le pilote d'UASB composé de 2 réacteurs liés en série a été construit afin d'améliorer la digestion anaérobie et la production du biogaz des lixiviats jeunes.

Les différents paramètres mesurés à savoir la DCO, AGV, ammonium, pH et conductivité ont permis de déterminer les rendements épuratoires en terme d'abattement et production du biogaz. De plus, l'évolution de ces paramètres a été suivie dans le temps afin d'évaluer la stabilité du système de traitement.

Les principaux résultats obtenus dans ce chapitre sont comme suit :

- Les conditions optimales de codigestion anaérobie en utilisant le procédé air stripping-UASB en termes de production maximale de biogaz et de rendements pourraient être atteintes dans les fourchettes initiales de DCO entre 27 et 45,37 gO₂/L. Ces conditions optimales correspondent à un TSH de 24h et 36h. Ce temps de séjours a permis d'atteindre un rendement maximal en méthane de l'ordre de 112-123 L/kg DCO éliminée), avec évidemment un abattement important de 83% de DCO.
- En augmentant la charge organique de 45 à 83 g DCO/L.j (TSH de 12), le taux de production du biogaz ainsi que les performances épuratoires du digesteur sont irréversiblement affectés. De ce fait, le TSH de 24h et 36h sont les plus adapté au traitement des lixiviats et permettent de s'affranchir des problèmes de l'accumulation de certains produits comme les AGV et l'ammonium, pouvant intervenir au blocage de la digestion anaérobie.
- Ce procédé de traitement comprenant à la fois l'air stripping et UASB-R1 et R2 peut être utilisé à grande échelle au niveau de la décharge. Il permettra d'une part production du biogaz et d'autre part, la réduction de la charge organique et minérale.

Chapitre 5 : Etude de cotraitement des lixiviats jeunes et Margines par couplage d'air stripping et procédé d'UASB : suivi de la cinétique de production de biogaz et les rendements épuratoires

I. Introduction

Comme mentionné précédemment, les margines des huileries se trouvant à proximité de la décharge sont rejetés sur le massif de déchets, ceci peut engendrer des effets néfastes d'une part sur l'environnement et d'autre part sur la biodégradabilité des déchets enfouis et la production de biogaz. Pour répondre à cette problématique, nous avons étudié dans le deuxième chapitre la possibilité de codigestion anaérobie des margines et lixiviats et il s'est avéré qu'elle est possible dans l'intervalle du taux de margines allant de 0% à 20%, avec également la nécessité d'utiliser un prétraitement aérobie en amont de la digestion anaérobie. Pour améliorer de plus la valorisation énergétique des mélanges lixiviats et margines, plusieurs procédés de traitement peuvent être envisagés, notamment le procédé UASB.

Le choix du réacteur d'UASB peut être justifié par sa forte capacité de charge massique pouvant aller jusqu'à 40 kg/ (m³.j), et la simplicité de sa conception. L'étude réalisée par Azaizeh and Jadoun, (2010) et Marques (2001) a montré que plus de 70% de réduction de la DCO et 65% des taux de production de méthane ont été atteints par l'UASB traitant les mélanges de margines et le fumier de porc. L'UASB a été également utilisé par Marques (2001), avec plusieurs mélanges de déchets, mais sans faire recours à aucun prétraitement avant la phase de digestion anaérobie (prétraitements, corrections chimiques). Cependant, El-Gohary et al. (2009) ont utilisé un prétraitement oxydatif des margines brutes dilués à 50% (v/v), ceci dans l'objectif d'augmenter l'efficacité de la digestion anaérobie par le procédé UASB opérant avec une charge organique de 7,9 kg/(m³.j) et un TSH de 24h. Le résultat obtenu indique que le prétraitement oxydatif combiné avec le procédé UASB a permis d'enlever une partie significative de composés toxiques (les phénols) et par conséquent, une amélioration significative de la digestion anaérobie a été observée. À une charge organique de 0,21 kg DCO/kg SV, la quantité de biogaz produit était de 5,5 L/ kg SV. Torkian et al. (2003) ont atteint également un volume de biogaz de l'ordre de 283 L/kg SV en utilisant une charge organique de 17,4 kg DCO/(m³.j). De même, La codigestion des margines et de fumier de volaille dilué a été testée dans plusieurs études dans un réacteur anaérobie à courant descendant avec TSH de 18 jours. L'utilisation d'un pourcentage de margines dépassant 28% (v/v) a influencé négativement le taux de production de méthane (Gelegenis et al., 2007). D'autres auteurs Dareioti et al. (2009) ont utilisé un réacteur anaérobie type CSTR en deux étapes, avec un mélange de 55% margines, 40% de lactosérum et 5% de fumier liquide (v/v). La digestion anaérobie de ce mélange a donné un taux de production de méthane d'environ 1,35 m³/(m³.j), en utilisant un TSH de 19 jours. Martinez-Garcia et al. (2009) ont utilisé un autre mélange constitué de 75% de margines et 25% de suspension de porc. Ce

mélange a été prétraité puis digéré dans un réacteur à lit fixe, avec un TSH de 11 jours, le rendement de biogaz obtenu est de l'ordre de $1,61 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{j})$.

Dans cet optique, notre étude vise à développer un traitement centralisé au sein de la décharge qui vas accepter les margines en cotraitement avec les lixiviats. Le premier volet de ce chapitre a été démontré précédemment dans le chapitre 2 qui a pour objectif d'étudier la cinétique de production de biogaz des mélanges lixiviats et margines par les tests BMP. Quant au présent volet, il est consacré au traitement de chaque mélange lixiviats et margines par un système continu couplant l'air stripping avec procédé d'UASB. Le présent travail est l'une des premières études au Maroc qui se sont intéressées à la codigestion des différents rapports lixiviats et margines afin de déterminer le rapport volumétrique offrant le maximum rendement en biogaz et de les meilleures rendements épuratoires. Cela peut être d'un intérêt pratique dans la conception de la nouvelle station de traitement des lixiviats au niveau de la décharge et pouvez être un alternatif écologique à la situation actuelle, où les margines sont déversées sur les déchets sans aucun prétraitement.

II. Protocol expérimental

II.1 Prétraitement par air stripping

Les margines réceptionnées sont gardées à température ambiante de laboratoire, les teneurs en DCO, ammonium, AGV et pH sont restés stable pendant toute la période de l'étude. Le nouveau procédé de traitement adopté consiste à utiliser les lixiviats en mélange avec des margines selon les ratios volumétriques de margines allant de 0 à 20%. Les différents ratios utilisés dans cette étude ont subi un prétraitement par air stripping pendant 48h avec un taux d'aération de 2 L/min et ajustement de pH au 7 (*cf.* Figure 5, partie II : matériels et méthodes).

II.2 Réacteurs UASB

Les mélanges prétraités ont rejoint l'UASB, R1 et R2 liés en série. La digestion anaérobie est fonctionnée avec un TSH fixé et optimisé à 24h, elle est aussi conduite en conditions de température mésophile ($37 \pm 2^\circ \text{C}$). Le maintien de température constante du milieu réactionnel est assuré par le système bain marie. Pour réduire la phase d'adaptation de la flore méthanogène, les réacteurs ont étéensemencés au début de l'essai par une quantité suffisante de boues naturelles.

Une description des bioréacteurs et le module de récupération du biogaz, ainsi que les outils de mesure sont décrits dans la partie matériels et méthode.

Le processus de l'UASB s'est déroulé en mode continu. L'enchaînement des étapes réalisées au cours de ce chapitre est regroupé dans le Tableau 33 :

Tableau 33 : Etapes du système de traitement utilisées dans ce chapitre

Ratio	Mélange	Codigestion batch	Codigestion continu: UASB
0%M	Marges: 0% lixiviats 100%	<ol style="list-style-type: none"> 1. Ajustement de pH (7) 2. Air stripping pendant 48h (taux d'aération est 2L/min) 3. Inoculation de boue anaérobie 4. Tests BMP 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Ajustement de pH 2. Air stripping pendant 48h (Injection de l'air 2L/min) 3. Inoculation de boue anaérobie 4. Traitement par UASB-R1 et R2 <ul style="list-style-type: none"> -TSH est fixé à 24h -Charge organique entrante (118 - 144 g DCO/j)
5%M	Marges: 5% lixiviats 95%		
10%M	Marges: 10% lixiviats 90%		
15%M	Marges: 15% lixiviats 85%		
20%M	Marges:20% lixiviats 80%		
100%M	Marges: 100% Lixiviats: 0%		
		Partie 1 (chapitre 2)	Partie 2 (chapitre 5)

Après 120 jours de monodigestion des lixiviats seuls par l'air stripping couplé avec l'UASB pendant le chapitre précédent, les margines sont additionnés progressivement à des pourcentages croissants allant de 5, 10, 15, 20 puis 100%. Chaque pourcentage est maintenu en codigestion pendant 18 jours.

L'ensemble des étapes expérimentales suivies pendant ce chapitre sont illustrées par la Figure 33.

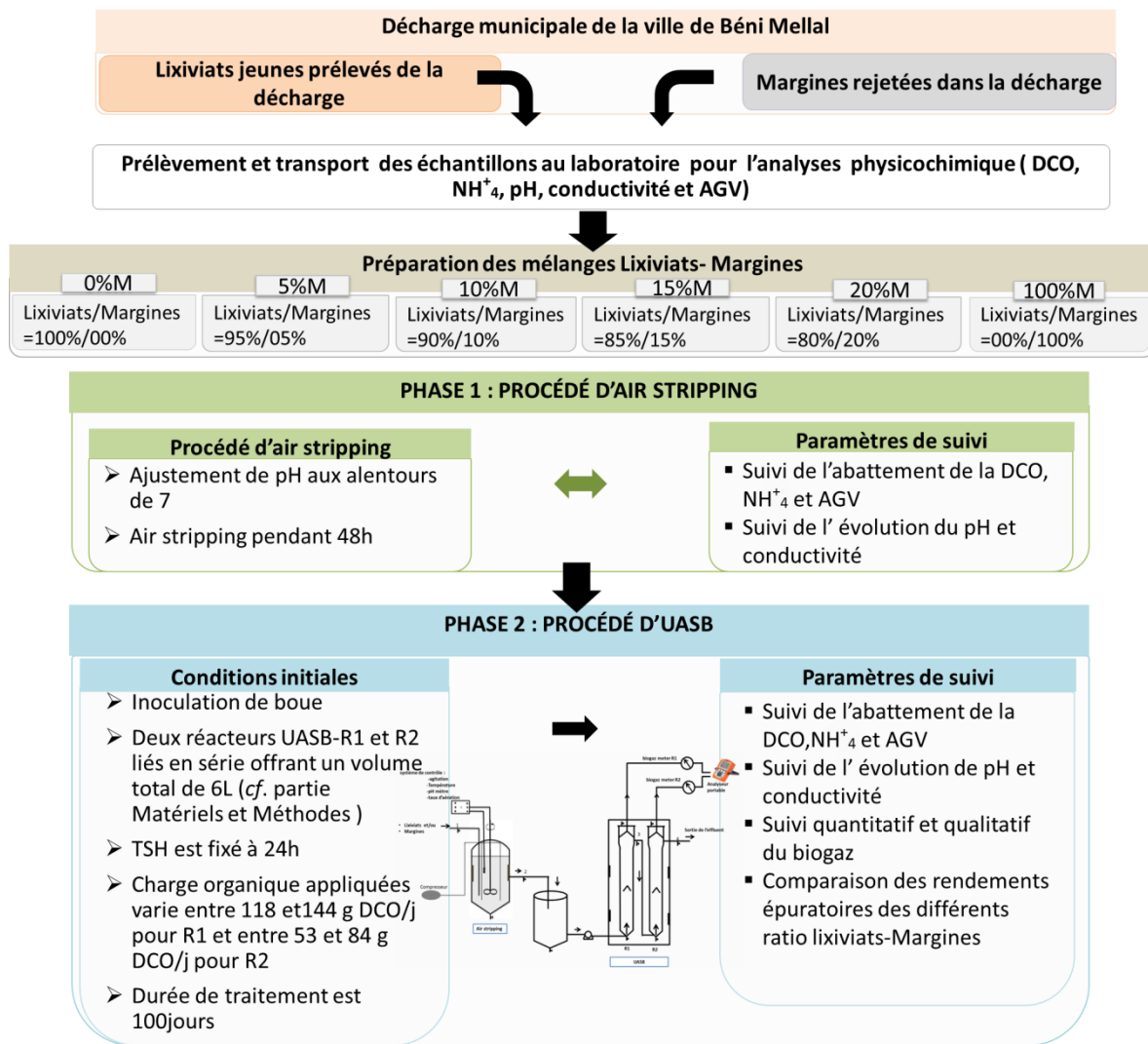


Figure 33 : L'ensemble du protocole expérimental adopté dans ce chapitre

Les conditions opératoires des réacteurs UASB-R1 et R2 en fonction de différents ratios lixiviats/margines sont données par le Tableau 34.

Tableau 34 : Charge organique appliquée pour chaque mélange

	Charge organique Moyenne UASB-R1 (g DCO/L.j)	Charge organique Moyenne UASB-R2 (g DCO/L.j)	Vitesse de chargement (L/h)	Vitesse d'ascension (m/h)
0%M	39,54	17,72	0,125	0,0208
5%M	43,34	19,57	0,125	0,0208
10%M	44,49	21,72	0,125	0,0208
15%M	46,82	24,54	0,125	0,0208
20%M	48,08	28,13	0,125	0,0208

II.3 Paramètres épuratoires de suivi

Les rendements épuratoires à savoir la DCO, l'ammonium, les AGV, le pH et la conductivité, ainsi que le volume et composition du biogaz sont mesurés suivant les mêmes conditions opératoires décrites dans la partie Matérielle et Méthodes et chapitre précédent.

III. Résultats et discussion

III.1 Caractérisation des lixiviats et Margines bruts

La caractérisation physico-chimique des margines et lixiviats a été basée sur l'étude des paramètres suivants : Acidité (pH), solides volatils, DCO, AGV, conductivité et ions ammoniums. Les principales caractéristiques du lixiviat utilisé dans ce chapitre sont les suivantes : pH=4,85 ; DCO=51,38 gO₂/L ; AGV=14580 mg/L ; NH₄⁺=863 mg/L. Ce lixiviat présent une charge organique typique correspond à une phase de méthanogénèse avancée (Tableau 35).

Tableau 35 : Caractérisation physico-chimique des lixiviats utilisés

Paramètres	Valeur Moyenne	Ecart type
pH	4,85	0,52
Conductivité (ms/cm)	25,67	1,32
DCO (mg/L)	54,38	670
NTK (mg/L)	2800	62
AGV (mg/L)	14580	793
Ammonium (mg/L)	863	7,41
Phosphore totale (mg/L)	162	9,5
Sulfates (mg/L)	820	22,6
Chlorures (mg/L)	930	84,6
Cadmium (mg/L)	0,019	0,004
Plomb (mg/L)	0,33	0,14
Cuivre (mg/L)	1,56	0,01
Zinc (mg/L)	6,5	1,45
Fer (mg/L)	4,51	1,5

Concernant la composition physicochimique des margines (Tableau 36), la valeur enregistrée de pH (4,85) coïncide avec les valeurs citées dans la littérature (4,5 à 6). Cette acidité est due à la présence des acides organiques, tel que les acides phénoliques et les acides gras volatils. De même, nos margines sont caractérisées par une coloration plutôt noir sombre. Cette coloration a été également mentionnée par d'autres auteurs (Assas et al., 2002). De plus, elles ont une conductivité électrique moyenne de l'ordre de 24 mS/cm. Cette valeur reflète la teneur moyenne en sels présents dans ces margines.

Tableau 36 : Caractérisation physico-chimique des margines utilisés

Paramètres	Valeur Moyenne	Ecart type
pH	4,85	0,42
Conductivité (mS/cm)	24	1,26
Azote total (g/L)	0,098	0,014
Ammonium (g/L)	0,018	0,009
Matière sèche (g/L)	98	8,6
Solides volatils (g/L)	96,27	2,4
DCO (g d'O₂/L)	72,15	0,96
Composés phénoliques (g/L)	6,1	0,4
Calcium (g/L)	1,22	0,08
Magnésium (g/L)	0,62	0,1
Potassium (g/L)	10,84	0,39
Sodium (g/L)	4,51	0,11
Chlorures (g/L)	0,29	0,06

La teneur moyenne en DCO est de l'ordre de 72,15 g d'O₂/L. Ceci montre la forte demande en oxygène pour l'oxydation complète de la matière organique contenue dans cet effluent. Cette teneur en DCO est très élevée par rapport à celle enregistrée pour les lixiviats. Toutefois, notre valeur reste comparable à celles obtenues par plusieurs auteurs études les margines issues du système de centrifugation (Mohammad-pajooch et al., 2017; Renou et al., 2008a).

Les résultats de la teneur en éléments minéraux (chlorure, ammonium, sodium, magnésium et potassium) ont montré que leur concentration est assez faible et surtout très stable durant toute la période de stockage. Ce résultat confirme que la biodégradation de ces effluents est très limitée.

III.2 Variation du pH et conductivité

Les résultats de la variation du pH et de conductivité durant le traitement appliqué sont donnés par la Figure 34.

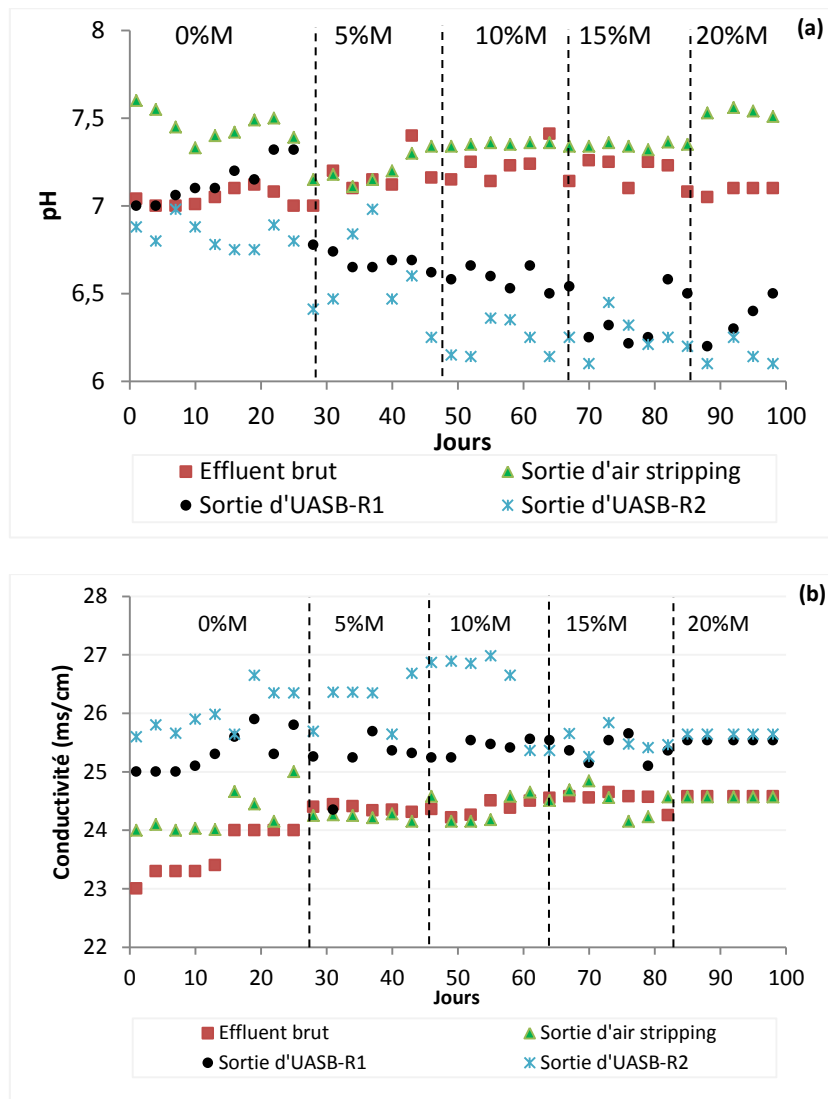


Figure 34 : Evolution du pH (a) et conductivité(b) en fonction des traitements appliqués

Au cours du prétraitement aérobie, on a constaté à une légère augmentation du pH. Il passe de 7 à 7,5. Ceci est dû probablement à la dégradation des acides phénoliques et organiques portant des groupements COO⁻ et/ou OH⁻ comme l'acide lactique et l'acide acétique qui sont présents dans les margines. La disparition de ces composés entraîne une légère élévation du pH.

Cette élévation du pH des margines traitées par rapport aux valeurs initiales a été observée par plusieurs auteurs (Fountoulakis et al., 2008). Notamment Hamdi (1992) a noté une augmentation du pH de 7 à 8,2 lors de la dégradation microbienne des margines. De même, au cours du traitement aérobie des margines par les micro-organismes du sol, Zenjari et al. (1999) ont observé que le pH passe de 7,1 à 8,4.

D'un autre côté, le pH suit aussi une légère diminution pendant le traitement anaérobie passant de 7,5 à 6. Cette diminution est certainement due au caractère acide des margines surtout pour les ratios 15% et 20% et à l'accumulation de certains AGV présent dans les mélanges. En plus,

l'activité microbienne entraîne la dégradation des protéines en libérant les ions NH_4^+ qui provoque une baisse du pH.

Concernant la variation de la conductivité, on assiste à une augmentation non significative passant de 23,4 à 24,6 ms/cm.

III.3 Evolution de la DCO et des AGV

L'évolution de la DCO au cours de traitement et en fonction des pourcentages de margines est reportée dans la Figure 35.

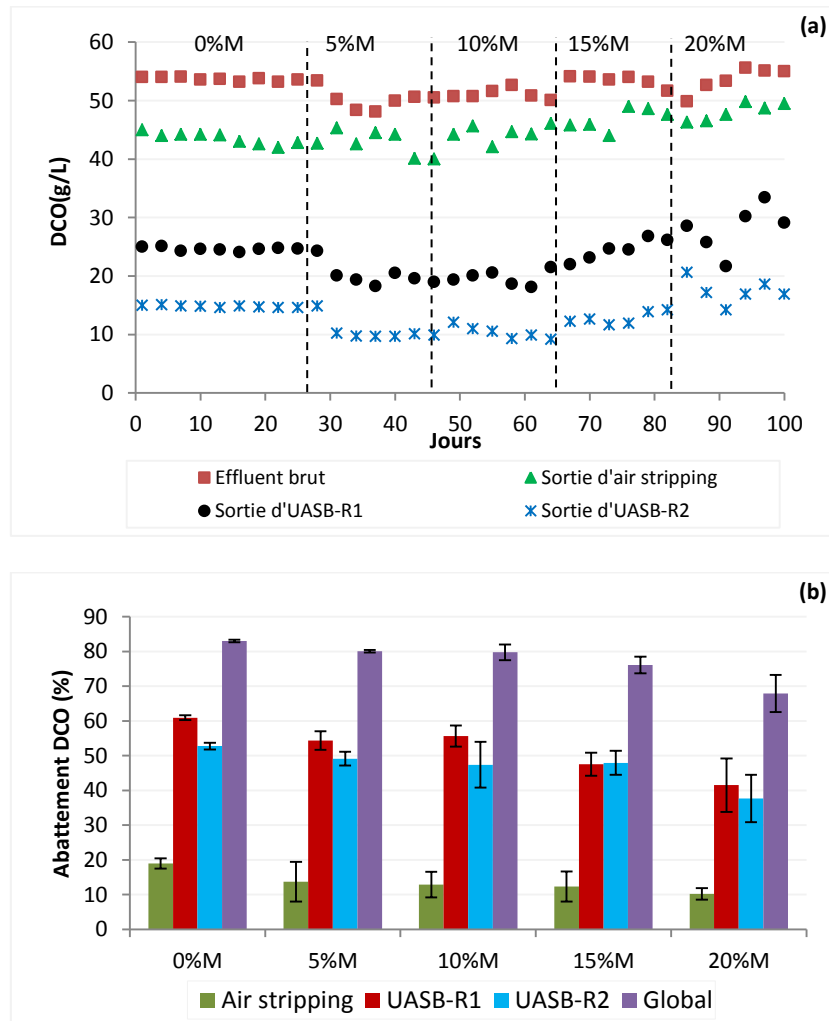


Figure 35 : Evolution de la concentration (a) et l'abattement (b) de la DCO au cours du traitement air stripping-UASB et en fonction des pourcentages des margines

L'analyse des deux graphes montre que le passage de ces effluents à travers le traitement d'air stripping-UASB, leur charge exprimée en DCO subit une dégradation biologique par les micro-organismes aérobies et anaérobies.

L'air stripping a permis de réduire environ 19%, 13,73%, 12,9%, 12,36% et 10,24% de la DCO respectivement pour les mélanges 0%M ; 5%M ; 10%M ; 15%M et 20%M de margines. Cette réduction de la DCO reste significatif vu la durée d'aération qui est courte, et montre l'effet

positif de l'aération sur la réduction de la matière organique polluante. Ces valeurs d'abattement obtenues sont très acceptables comparées aux données de la littérature. Les résultats observés par Hakkou (2001) (90% pour la DCO pendant 60 jours d'aération), dépassent nos résultats grâce à la durée longue de l'aération. Cela peut être expliqué par le fait que l'aération forcée pendant une longue durée entraîne l'hydrolyse des macromolécules en moyennes et micromolécules (Labbe, 1996) et contribue à l'attaque des molécules d'encombrement moléculaire. Le taux de diminution de la DCO obtenu dans notre étude reste très acceptable et peut être amélioré et optimisé.

Le pourcentage d'abattement de la DCO décroît avec l'augmentation de la concentration des margines. Plus la concentration est élevée, plus le taux d'abattement de la DCO diminue. Pour l'UASB-R1 alimenté par les ratios margines/lixiats de 0%M ; 5%M ; 10%M ; 15%M et 20%M, les taux d'abattement obtenus sont respectivement de l'ordre de 60,94% ; 45,76% ; 55,65% ; 47,57% et 41,55%. De même pour UASB-R2, les abattements obtenus sont respectivement de l'ordre de 52,8% ; 49,40% ; 47,4% ; 47,96% et 37,65%. L'abattement maximal de la DCO est observé dans la digestion des rapports margines et lixiats de 0%M, 5%M et 10%M. Par contre, pour les margines brutes seules, aucun abattement n'a été observé.

On note également une diminution de l'abattement de la DCO et des AGV dans l'UASB-R2, avec une absence presque totale de la production de biomasse dans les deux réacteurs. Ceci pourrait être attribué à l'épuisement des composés organiques biodégradables à travers la chaîne de traitement, et à la bioconversion en composés phénoliques stables et non biodégradables. En effet, il a été démontré par Hamdi (1993) que la digestion des margines entraîne la polymérisation des composés phénoliques simples et forme des tannins résistants à la biodégradation.

Ces composés phénoliques qui sont non biodégradables à cause de leur structure complexe et hétérogène (Capasso et al., 1995) présentent des activités antibiotiques, antifongiques et anti oxydantes ou anticancéreuses. Ceci ouvre d'autres axes de recherche qu'il faudrait développer par la suite.

Les résultats de l'évolution des AGV au cours du temps sont présentés dans la Figure 36. L'analyse de ces résultats montre qu'en absence de margines, les AGV présents dans l'effluent subissent une meilleure dégradation.

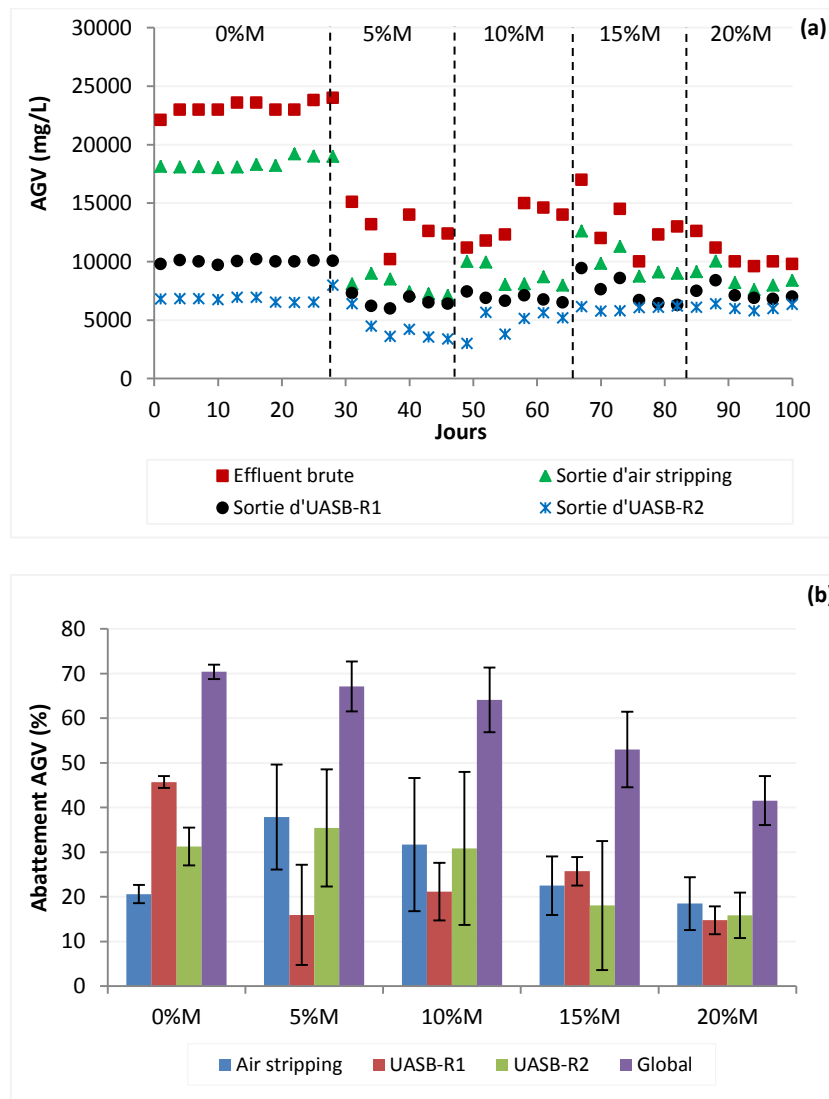


Figure 36 : Evolution de la variation de la concentration (a) et le taux de l'abattement des AGV au cours du temps et en fonction des traitements appliqués

Le système de traitement étudié est capable de réduire environ 70,39%, 67,13%, 64,09%, 52,99% et 41,54% des AGV respectivement pour des ratios 0%M ; 5%M ; 10%M ; 15%M et 20%M, après 100 jours de traitement.

Les concentrations initiales en AGV sont réduites à environ 10-24 g/L à 3-5g/L, soit un abattement total de 40 à 70%. En général, le système de traitement utilisé a montré des rendements d'AGV très acceptables, vu la charge organique élevée des effluents utilisés. Le suivi de la composition de ces AGV au cours du système de traitement appliqué pourrait être une voie de recherche intéressante.

III.4 Evolution de l'ammonium

Les résultats de l'évolution de la concentration et l'abattement de l'ammonium au cours du temps et en fonction des pourcentages de margines utilisées sont présentés dans la Figure 37.

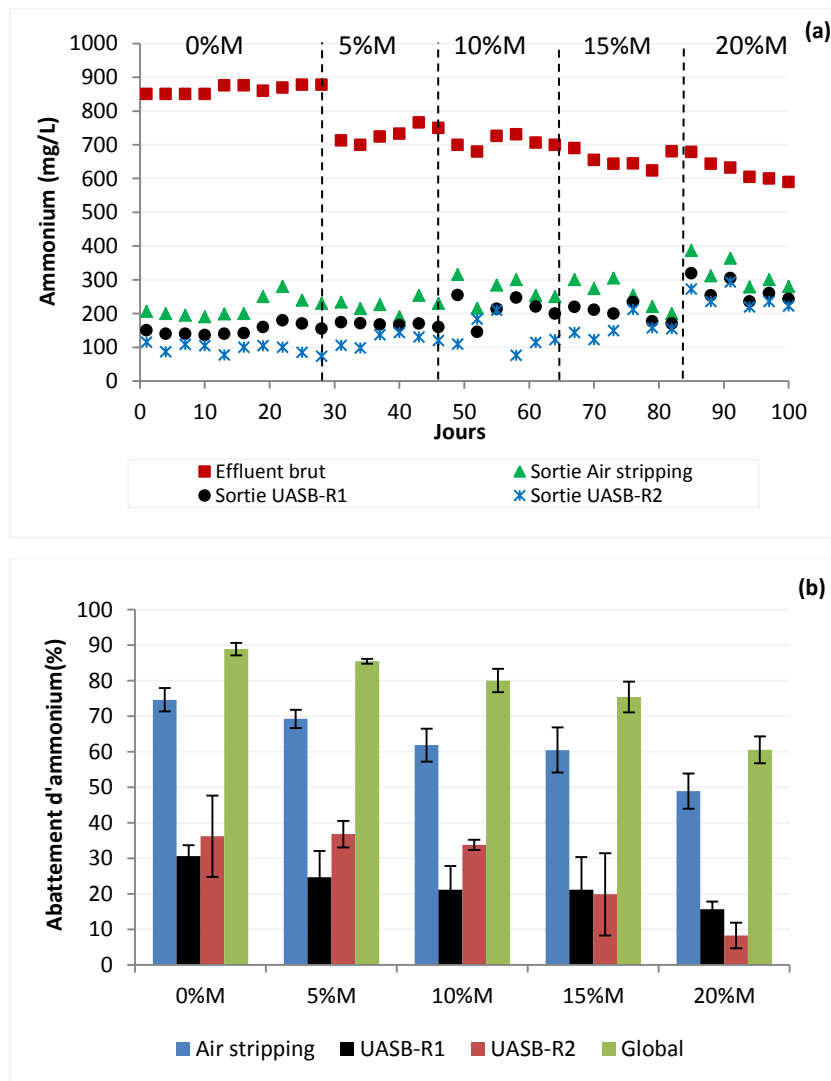


Figure 37 : Evolution de la concentration (a) et l'abattement (b) de l'ammonium dans les effluents pendant le traitement appliqué

La teneur relativement moyenne (2960 mg/L) de l'azote total et celle très faible de l'ammonium NH_4^+ (863,7 mg/L) montre que l'azote total des lixiviats étudiés est majoritairement organique issu de la dégradation des déchets ménagers et assimilés. L'étape de traitement aérobie a provoqué une transformation importante et continue de l'ammonium en ammoniac gazeux. Durant cette étape, l'ammonium a marqué une chute accentuée passant de 863,7 à 253,94 mg/L, soit un abattement moyen de 64,4%. L'abattement global d'ammonium diminue considérablement en fonction de l'augmentation du rapport volumétrique des margines. Il atteint respectivement 88,90% ; 85,49% ; 80,04%, 75,34% et 60,55% pour les ratios de margines de 0%M, 5%M, 10%M, 15%M et 20%M.

La grande partie d'abattement de l'ammonium est réalisée au cours de la phase d'air stripping avec des abattements allant de 74,65% ; 69,25% ; 61,9% ; 60,4 et 48,92%, respectivement pour les concentrations de margines de 0 %M; 5%M ; 10%M ; 15%M ; et 20%M. Ces abattements réalisés par l'air stripping peuvent être expliqués soit par la voie de volatilisation, la voie de

nitrification ou par la combinaison des deux voies. Pourtant, et vu que le pH du milieu a resté stable dans la neutralité pendant toute la période de traitement, nous pouvons déduire que l'effet dominant transformant l'ammonium en ammoniac est l'effet de nitrification plutôt que de volatilisation.

Parallèlement à l'abattement significatif de l'ammonium produit au niveau de la phase d'air stripping, la phase d'UASB-R1 et R2 a connu un abattement d'ammonium moyen allant de 30,61%, 24,71%, 21,13%, 22,21%, 15,56% pour R1 et 36,19%, 36,81%, 33,71%, 19,89% et 8,29% pour R2 respectivement pour les pourcentages de margines de 0, 5, 10, 15, 20%M. La diminution de l'abattement d'ammonium observée au cours de l'augmentation des pourcentages de margines montre effectivement qu'il y a un effet d'inhibition, cette inhibition explique qu'une bonne partie d'abattement se fait par voie de dénitrification qui se trouve influencé négativement par le pourcentage des margines.

III.5 Production et composition du biogaz

Les résultats obtenus des essais expérimentaux en batch (*cf.* chapitre 2) ont montré que le rendement en biogaz est influencé par le pourcentage de margines, en effet, au-delà de 20% de margines la codigestion anaérobie devient très lente et s'inhibe rapidement. Pour cela, nous sommes passés au mode continu pour étudier plus profondément le processus de codigestion anaérobie et pour améliorer la production du biogaz.

Les rapports volumétriques utilisés, ainsi que les charges organiques en DCO appliqués sont données au Tableau 37. De plus, l'évolution de la production du biogaz est graphiquement présentée par la Figure 38.

Tableau 37 : Rendement de production du biogaz et d'abattement dans l'ensemble de système de traitement

	Réacteurs UASB				
	Ratios				
	0%M	5%M	10%M	15%M	20%M
Charge organique entrante (g DCO/j)	118,62	130,02	133,49	140,47	144,25
Charge organique entrante (g DCO/(L.j))	39,54	43,35	44,49	46,82	48,08
Charge organique sortante DCO (g/L)	8,36	9,89	10,33	12,75	17,40
Abattement global du système en DCO (%)	83,03	80,07	79,77	76,11	67,95
Biogaz (L/j)	7,41	7,28	7,00	7,04	4,92
Biogaz (L/(gDCO éliminée.j))	0,169	0,163	0,161	0,145	0,108
Biogaz (L/(gDCO introduit.j))	0,091	0,084	0,080	0,069	0,040

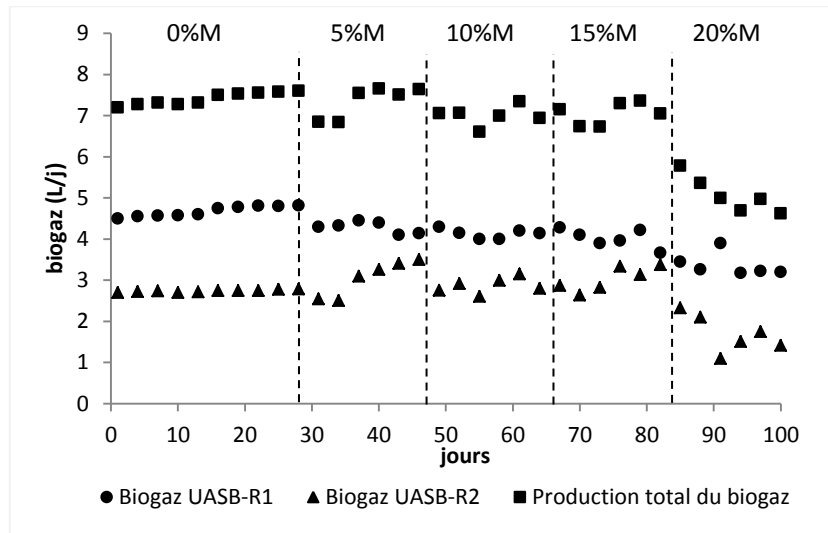


Figure 38 : Evolution de la production du biogaz en fonction des différents ratios margines/lixiviats étudiés

Au cours des 30 premiers jours de digestion des lixiviats seuls, une amélioration progressive de la production journalière de biogaz a été observée (4,67 L/j pour R1 et 2,74L/j pour R2), soit une charge organique appliquée de l'ordre de $39,54 \pm 0,86$ g DCO/(L.j) pour R1 et $17,72 \pm 0,38$ g DCO/L.j⁻¹ pour R2. Environ 83% de l'efficacité de l'élimination de DCO a été atteinte au cours de cette phase (Tableau 37). Cette valeur est légèrement supérieure aux résultats de Khoufi et al. (2006) qui a montré que la moyenne de réduction de la DCO était de 75%, avec utilisation d'un taux de charge organique de 8 à 10 kg/(m³.j). En outre, des rendements d'éliminations d'ammonium et d'AGV importants ont été atteints pendant cette phase. Cela pourrait être attribué à la bonne biodégradabilité des lixiviats seuls.

Après cette période de 30 jours de digestion des lixiviats seuls, l'addition des margines a commencé de manière progressive à raison de 5% par 18 jours jusqu'à 20%. L'utilisation de ces concentrations progressives de margines (de 5 à 20%) a causé quelques modifications par rapport à la digestion des lixiviats seuls :

- Réduction de la production journalière totale du biogaz de 7,41 à 4,92L/j ;
- Réduction de l'abattement global de la DCO de 83,03% à 67,41% ;
- Réduction de l'abattement global de l'ammonium et AGV respectivement de 88,90% à 60,55% et 70,39% à 41,54% ;
- Le pourcentage de méthane dans les deux réacteurs a été réduit de 79,37% à 58,49%.

La digestion anaérobie directe des margines brutes sans prétraitement préalable donne des résultats négatifs (pas de production de biogaz). Ceci est probablement dû à la nature des margines fortement chargées en polluants organiques, en particulier la présence des composés toxiques comme les tannins et les composés phénoliques simples. Certains de ces composés

pourraient avoir un effet antimicrobien qui se manifeste par l'altération des membranes cellulaires (Capasso et al., 1995).

Il apparait également que le rendement global du biogaz le plus élevé est de 0,169 L/g de DCO enlevée (Tableau 37), et il est obtenu par la digestion de lixiviats seuls. Pour les pourcentages de 5, 10, 15 et 20% de margines, les rendements de biogaz ont été respectivement diminués à 0,163, 0,161, 0,145, 0,108 L/g DCO enlevé. Cela confirme encore que l'augmentation de la concentration de margines dans les réacteurs UASB affecte négativement le rendement en biogaz. Nous constatons également que la productivité total du biogaz a chuté de 7,41 à 4,92L/j, lorsque la charge organique appliqué a été augmenté respectivement de 39,54 à 48,08 g DCO/(L.j), soit l'augmentation de la concentration de margines de 0% à 20%.

L'analyse de la composition du biogaz produit au cours de la codigestion anaérobie est donnée par les Figures 39 et 40.

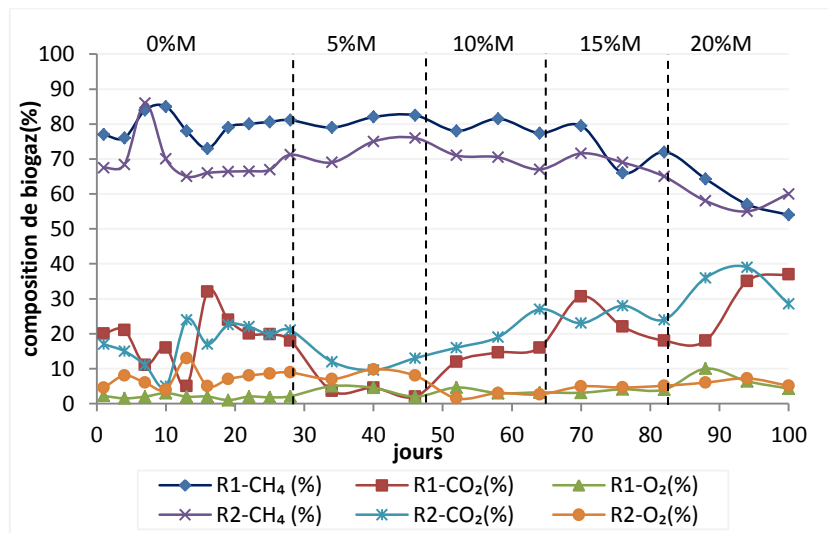


Figure 39 : Evolution de la composition du biogaz en fonction des ratios margines et lixiviats traités

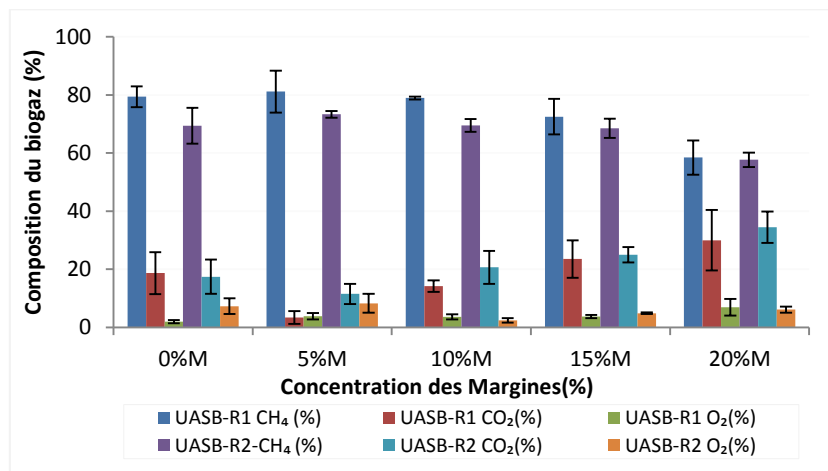


Figure 40 : Composition moyenne du biogaz dans les réacteurs UASB-R1 et R2

L'évolution de la concentration du méthane au niveau d'UASB-R1 et R2 montre une diminution progressive en fonction de l'augmentation de pourcentage de margines. Au niveau d'UASB-R1, la teneur en méthane diminue de 79,37% à 58% respectivement entre 0%M et 20%M. De même, la teneur de méthane au niveau d'UASB-R2 a diminué de 69,39% à 56%. En outre, la concentration de CO₂ augmente avec l'augmentation de pourcentage de margines dans les réacteurs UASB-R1 et R2. Ceci suggère qu'en présence des pourcentages élevé de margines, le processus de codigestion anaérobie est mal effectué. Par conséquent le rendement en méthane est ralenti.

La Figure 41 représente la corrélation qui existe entre le volume de production du biogaz et la charge organique consommée au cours de temps.

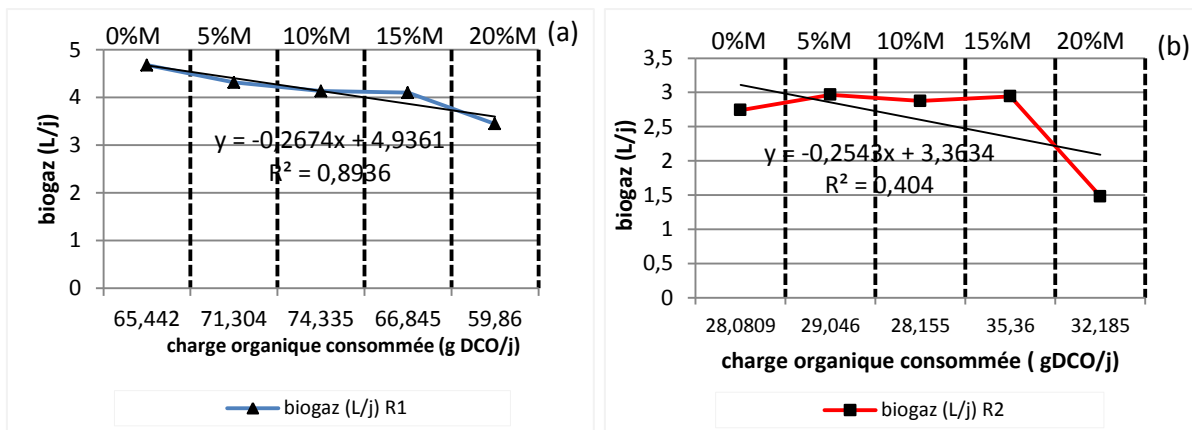


Figure 41 : Corrélation entre la charge organique consommée et le volume de production de biogaz pour R1(a) et R2(b)

De la Figure 41, il ressort que les courbes évolutives de production de biogaz présentent la même allure que celle de l'évolution de la DCO consommée. Ce qui nous permet de suggérer l'existence d'une corrélation linéaire entre le rendement en biogaz et la DCO consommée au niveau d'UASB R1 et R2. Effectivement, le coefficient de corrélation obtenue pour R1 (0,8936) est significatif par rapport à celui de R2 (0,404). La corrélation observée au niveau de R2 apparait non significative, cela nous permet de déduire que l'effluent qui arrive au deuxième réacteur R2 présente quelques accumulations de certains éléments toxiques qui rendent leur digestion difficile.

En effet, plusieurs auteurs ont signalé cette corrélation (Ağdağ and Sponza, 2005), ces auteurs ont montré que le taux d'élimination de la DCO était corrélé avec le taux de production de biogaz, un facteur de corrélation de ($R^2 = 0,98$) a été déterminé. Les résultats de cette étude contredisent les données obtenues par Gülşen and Turan (2002), dans lequel ils ont signalé que le taux production de biogaz a diminué au cours des périodes initiales d'augmentation de charge organique.

Dans notre étude, le volume moyen de production de biogaz était de 6,68 L/j à une charge organique de 39,54 kg de DCO/m³ par jour, tandis que Shin et al. (2001) ont trouvé un taux de production de méthane de 5,5 L par jour à une charge organique de 15,8 kg de DCO/m³ par jour.

Cela montre que la production de biogaz dans cette étude est significativement meilleure, indiquant la capacité du réacteur UASB aux charges organiques élevés.

Discussion

Les résultats obtenus durant ce chapitre montrent que l'addition des Margines améliore la digestion anaérobie des lixiviats avec toutefois un effet inverse et une tendance à l'inhibition au-delà d'un apport de margines de plus de 20%. Les charges organiques appliquées sont généralement élevées et comprises entre (39-48 g DCO/(L.j)) ce qui a permis d'obtenir un volume de méthane de l'ordre de (108-196 L/(kg DCO éliminé.j)) avec notamment un rendement épuratoire de DCO compris entre 67% et 83%. Parallèlement à nos résultats, d'autres auteurs ont étudié la codigestion anaérobie des margines et d'autres effluents organique (Tableau 38). La plupart de ces travaux de recherches se sont focalisés sur la codigestion des margines avec les déjections animales. Ainsi, il a été démontré par Sampaio et al. (2011) que les margines générés de façon saisonnière pourrait être stockés dans un réservoir et codigérés dans une station centrale de traitement anaérobie de plusieurs substrats organiques fonctionnant toute l'année.

En plus, la codigestion anaérobie a été largement utilisée par divers auteurs, mais il était généralement associé à d'autres phases de prétraitement principalement liées à la préparation de l'effluent à la phase d'anaérobie. Parmi les prétraitement utilisé durant ces études : l'ajout de NaHCO_3 (Martinez-Garcia et al., 2007, 2009); l'ajustements du pH (Gelegenis et al., 2007); l'ajout de l'urée et d'alcalinité (14 g/L NaHCO_3) (Dareioti et al., 2009). Ainsi, les taux de charge organique appliqués durant ces études sont compris entre (5 et 10 kg de $\text{DCO m}^3/(\text{m}^3.\text{j})$) et les volumes de biogaz obtenus étaient importants (1,7–4,0 m^3 de méthane/ $(\text{m}^3.\text{j})$). Par contre, dans notre étude, l'utilisation des charges organiques lixiviats/margines élevées (39-48 g DCO/L/j) avait un effet négatif sur la production de méthane (0,108-0,196 L/ DCO éliminé.j et les rendements épuratoires (68-83% DCO). Un effet d'inhibition similaire a été observé par Azaizeh and Jadoun, (2010), lorsque le taux de charge organique a été augmenté de plus de 17,25 g/(L.j).

Le fumier a été largement utilisé par plusieurs auteurs (Angelidaki et al., 1997, 2002; Azbar et al., 2008; Carlini et al., 2015) comme co-substrat car il contient de l'azote, des nutriments complémentaires et une capacité tampon importante. Le mélange de margines avec le fumier de bovins à un rapport de 1:3 a contribué à une capacité tampon adéquate avec une production de méthane stable. De plus, la codigestion des margines et le fumier dans les réacteurs UASB a réussi à éliminer 65% à 75% de la charge de DCO initiale (Angelidaki et al., 1997, 2002; Angelidaki and Ahring, 1997). Aussi, la digestion anaérobie des margines mélangée à des effluents de porc a été réalisée à l'aide d'un réacteur de type filtre anaérobie à flux ascendant, ce qui a permis de convertir 70 à 80% de la DCO initiale (20 à 60 kg/m^3) et à produire 1-3 $\text{m}^3/(\text{m}^3.\text{j})$ de biogaz (Carlini et al., 2015).

Le réacteur CSTR a été également utilisé pour la codigestion des margines et du lisier à un rapport de 0,2:0,8, il a permis d'atteindre un abattement de DCO de 50% avec également un rendement en méthane de 250,9 LCH₄/kg de DCO (Camarillo and Rincón, 2012). Un autre rendement plus élevé de 170 LCH₄/kg de DCO est rapportés par Fountoulakis et al. (2008). Dareioti et al. (2009) ont rapporté que le mélange des margines avec les eaux usées de fromagerie et du fumier de vache à un rapport de 0,55:0,40:0,05 fournissait un meilleur équilibre nutritif et une communauté microbienne dans le réacteur sur une période relativement courte de 10 jours. Ces chercheurs ont signalé que les margines peuvent être traitées même à des taux de margines élevé entre 8% à 83% mais à condition que la charge organique soit de 3,3 à 8,0 g de DCO/(L.j). Selon ces chercheurs l'utilisation d'un réacteur d'UASB a permis des performances de traitement plus élevées pour la codigestion des margines. Le mélange des margines et du fumier de porc dans un rapport de 1:1 a inhibé le cotraitement anaérobie, Cependant, une codigestion dans un rapport de 1:2 a donné une efficacité remarquable d'élimination de la DCO comprise entre 85% et 95% et une production de biogaz de 550 L de méthane/kg de DCO.

Tableau 38 : Codigestion anaérobie des margines et d'autres effluents organiques

	Effluents (%V/V)	prétraitement	C.O.A (kg DCO/(m ³ .j))	CH ₄ (m ³ /(m ³ .j))	DCO (%)	références
RAF	- 28% Margines - Fumier de volaille dilué	Ajustement du pH	4,84	1,53 – 0,99	-	(Gelegenis et al., 2007)
UASB	33% margines 67% eaux usées de porc	sans	28 g/L/j	0,55L/gDCO	85-95	(Azaizeh and Jadoun, 2010)
RAF	- 75% margines - 25 % effluents de volaille	Ajout de - NaOH - NaHCO ₃	5	1,61	85	(Martinez-Garcia et al., 2009)
CSTR	- 55% Margines - 40% lactosérum au fromage - 5% fumier de vache	0,26 g/L urée 14g/L NaHCO ₃	5,5	1,35	75	(Dareioti et al., 2009)
AH	- 20% Margines - 80% fumier de vache	Sans	3,63	0,91	78,6	(Gonçalves et al., 2012)
AH	- 83% Margines - 17% effluents de volaille	Sans	7,4	2,12 3,18	31,3	(Sampaio et al., 2011)
AH	- 100% margines	Sans	8,01	2,39 3,74	81,5	(Sampaio et al., 2011)
Batch UASB	- 50% margines - 50% déchets du porc	Sans	---	0.48-0.60	75	(Angelidaki et al., 2002)

RAF: reactor anaerobic filter ; AH : Anaerobic hybrid digester; CSTR : continuous stirred-tank reactor;

IV. Conclusion

Dans cette étude expérimentale, des essais de codigestion anaérobie lixiviats et margines par le procédé d'Air stripping-UASB ont été mis en œuvre afin de déterminer les rapports volumétriques lixiviats/margines optimums permettant une dépollution importante des margines et une production de biogaz significative.

A l'issue de cette étude expérimentale, des résultats remarquables sont relevés :

- L'étude physico-chimique effectuée pour les margines a montré qu'elles sont caractérisées par une forte pollution organique évaluée en terme de DCO (72 g d'O₂/L). Ainsi, la monodigestion anaérobie de cet effluent s'est inhibée dès les premiers jours de digestion, cela est probablement dû à la présence de certains composés phénoliques. Par conséquent, la codigestion de ces effluents avec les lixiviats est très attractive.
- Le prétraitement des mélanges lixiviats et margines par le procédé d'air stripping avec ajustement du pH a montré des fortes performances en matière d'élimination des composés organique et azotés. Les meilleurs abattements d'AGV et ammonium obtenus sont 20,59%, 37,98, 31,7% et 74,65% 69,25%, 61,9% respectivement pour les rapports volumétriques de 0%M, 5%M et 10%M.
- L'addition des Margines prétraités améliore la digestion anaérobie des lixiviats jeunes avec toutefois un effet inverse et une tendance à l'inhibition au-delà d'un apport de margines de plus de 20%. Un rapport volumétrique entre 5 et 10%M constitue un milieu convenable pour une bonne production de biogaz qui est comprise entre 0,108-0,168L/(g DCO_{éliminée.j}). Cette production est accompagnée d'un taux d'abattement important d'ammonium et de la DCO qui sont de l'ordre de 85-89% et 80-84% respectivement.
- Les trois premiers rapports volumétrique lixiviats margines ont donné des meilleurs taux spécifique de méthane allant de 70 à 81%.Cependant, le rapport 20% a donné un faible taux spécifique de méthane 58%.
- Les paramètres de charge organique et rapport volumétrique lixiviats et margines optimums obtenus à la fin de cette étude, peuvent aider au dimensionnement d'une station centralisée de codigestion des lixiviats et margines au niveau de la décharge municipale.
- L'utilisation du procédé Air stripping-UASB pour le cotraitement des mélanges lixiviats et margines à l'échelle industrielle est tout à fait possible. Les coûts d'énergie d'aération pendant la phase d'air stripping peuvent être récompensés par l'énergie extrait du biogaz produit au niveau du procédé d'UASB. De ce fait, un biogaz riche en méthane pourrait présenter un intérêt économique capable de surpasser ces difficultés énergétiques.

A la lumière de ces résultats, nous avons pensé à recycler les effluents sortant du procédé d'air stripping-UASB à savoir, le mélange contenant 10% Margines et 90% lixiviats, les lixiviats seuls et les lixiviats bruts sans prétraitement sur les massifs de déchets municipaux. Cette recirculation est entreprise dans le but de comparer son effet sur la cinétique de production de biogaz à partir des déchets enfouis.

Chapitre 6 : Etude de la recirculation des lixiviats sur les déchets municipaux en utilisant des bioréacteurs anaérobies : suivi de la qualité du biogaz et des lixiviats recirculés

I. Introduction

L'analyse physicochimique des effluents résultants du procédé couplant l'air stripping et l'UASB montre une composition supérieure à la fourchette des normes de rejet public. Par conséquent, ces effluents devront faire l'objet d'une gestion rigoureuse dans le but de respecter des valeurs réglementaires avant d'être rejetés dans le milieu naturel, d'où la nécessité de procéder soit à un autre traitement secondaire membranaire ou physicochimique, ou bien de procéder à la recirculation de ces effluents sur les massifs de déchets municipaux de la décharge.

Jusqu'à présent l'effet de recirculation des lixiviats sur la biodégradabilité des déchets et sur la cinétique de production de biogaz dans les décharges n'est pas encore étudié profondément, particulièrement dans le cas des décharges contrôlées. De ce fait, l'impact de la recirculation des lixiviats qu'ils soient âgés ou jeunes sur les déchets enfouis n'est pas exclu dans l'élaboration d'une nouvelle stratégie de gestion des lixiviats.

L'accélération de la dégradation des déchets par la recirculation de lixiviat est néanmoins prouvée par de nombreux auteurs. En effet, Wang and Banks (2007) ont montré la possibilité de dégrader un lixiviat présentant une importante charge organique en le recirculant sur un massif en méthanogénèse stable. Toutefois, l'impact de cette pratique sur la production du biogaz mérite d'être étudié avant de l'envisager à plus grande échelle. La recirculation de lixiviats chargés sur un déchet stabilisé peut de plus aboutir à la fixation de polluants dans la phase solide comme le suggère (François, 2004; Renou et al., 2008b; Rodriguez Iglesias et al., 2000; Rodriguez et al., 2004; Sponza and Ağdağ, 2004). Par ailleurs, si les déchets enfouis contiennent une grande partie de la fraction fermentescible avec une humidité élevée, la recirculation peut également accélérer les phénomènes d'acidification due à l'accumulation de produits hydrolytiques et ralentir la biodégradation et la production de biogaz par l'augmentation de l'acidité des déchets (Ten Brummeler and Koster, 1990; Valencia et al., 2009; ZHANG and others, 2005). Le défi technologique de cette technique consiste à trouver un moyen pour contrôler et quantifier la diffusion du lixiviat injecté afin d'obtenir un rapport constant d'humidité optimale sur l'ensemble des déchets soit 40 à 70% (Reinhart and Townsend, 2018). Cependant, la maîtrise industrielle de ce procédé est loin d'être acquise : les phénomènes complexes qui se déroulent à l'intérieur des casiers restent mal connus et difficiles à mesurer.

Au cours des études menées dans ce chapitre, nous avons utilisé des bioréacteurs anaérobie pilote à l'échelle du laboratoire. Ces bioréacteurs permettent de reproduire plus au moins les conditions réelles de casiers d'enfouissement des déchets, ils présentent l'intérêt de permettre la réalisation des essais de recirculation plus facilement contrôlables et multiparamétriques. Ces essais en bioréacteurs sont mis en œuvre sur des échantillons d'ordures ménagères résiduelles. Les effluents étudiés sont ceux issus de traitement par air stripping-UASB de lixiviats seuls d'une part et le mélange de lixiviats et margines d'autre part, le détail des opérations de traitement de ces effluents sont décrites dans les chapitres 4 et 5. L'objectif global de ce chapitre est d'étudier l'influence de la recirculation sur l'activité méthanogène des déchets, et ce, par le suivi qualitatif et quantitatif du biogaz produit. La recirculation permet également de suivre la qualité des effluents sortants des bioréacteurs au fur et à mesure du temps.

II. Protocol expérimental

II.1 Origine et composition des déchets utilisés

Les déchets utilisés lors de cette étude sont des déchets ménagers et assimilés frais collectés près de la décharge de béni Mellal par la société Casa Technique. Environ 250 kg de déchets ont été collectés sur le tas de déchets et ont subi une caractérisation complète. La composition et la méthode de remplissage des bioréacteurs sont données dans la partie matérielle et méthodes.

II.2 Réalisation d'essais de recirculation

Afin d'assurer une mise en route bien réussite de l'activité méthanogène dans tous les bioréacteurs (Figure 42), une phase de prédigestion des déchets est réalisée par recirculation périodique de 250mL/3jours des lixiviats traités par UASB (chapitre 4) pendant une durée d'un mois, ceci pour la stabilisation de la production de biogaz. Cette étape de prédigestion est accompagnée d'un suivi du pH, ammonium, AGV et biogaz pour contrôler toute éventuelle acidification au changement du milieu. Une fois la mise en place de la méthanogènes, la recirculation des autres types de lixiviats a commencé en gardant la même fréquence de recirculation utilisée dans la phase de start-up. Au début le protocole expérimental a consisté d'utiliser trois bioréacteurs (RL), (R témoin) et (RLM). Les trois bioréacteurs sont traités de la même façon, après l'étape de rétention (start-up), la recirculation du réacteur témoin est maintenu avec les lixiviats bruts, alors que pour le réacteur RL la recirculation est faite par les lixiviats traités par l'air stripping-UASB (*cf.* chapitre 4), dans le troisième réacteur RLM la recirculation est faite par lixiviats mélangés avec 10% de margines traitées par l'air stripping-UASB (*cf.* chapitre 5). Ces réacteurs sont incubés et suivis en conditions mésophiles ($35\pm 2^{\circ}\text{C}$)

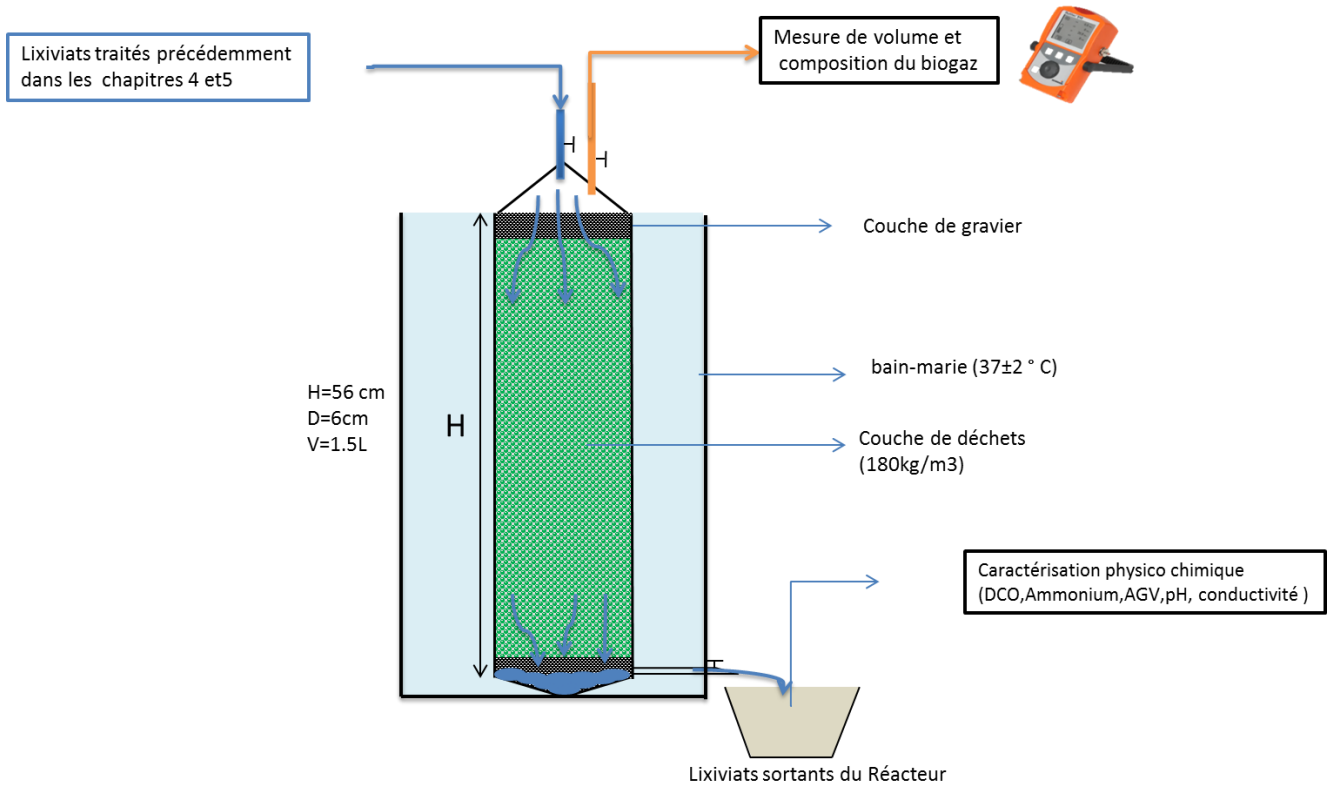


Figure 42 : Bioréacteur de recirculation des trois types de lixiviats

Les caractéristiques physicochimiques des trois types de les lixiviats recirculés sont présentées dans le Tableau 39 :

Tableau 39 : Caractérisation des trois types de lixiviats utilisés pour la recirculation

	Réacteur	DCO (g/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	AGV (g/L)	pH	Conductivité (mS/cm)
Lixiviats frais sans prétraitement	R témoins	48,51±0,4	863,7±21	23,21±0,8	5,1±0,4	23,1±1
Lixiviats traités par l’air stripping et UASB (cf. chapitre 4)	R L	8,4±0,35	95±15	6,87±0,74	7,12±0,5	22,7±1,3
lixiviats mélangés avec 10% margines traitées par l’air stripping et UASB (cf. chapitre 5)	RLM	8,6±0,44	138±18	4,64±0.84	7,23±0,5	23,48±1,4

II.3 Suivi des bioréacteurs

L’effet de la recirculation en bioréacteurs est évalué sur la base de l’analyse du biogaz produit (volume et composition) et la qualité physico-chimique des lixiviats générés. Concernant le biogaz, un suivi quantitatif a été réalisé tous les 4 jours dans tous les bioréacteurs par mesure de débit de biogaz produits, accompagné d’un suivi qualitatif de leur composition par un analyseur

portable (CH_4 , CO_2 , O_2 et H_2S). Les analyses des lixiviats issus des bioréacteurs ont concerné le pH, conductivité, DCO, ammonium et AGV.

La Figure 43 récapitule le protocole expérimental global adopté dans ce chapitre

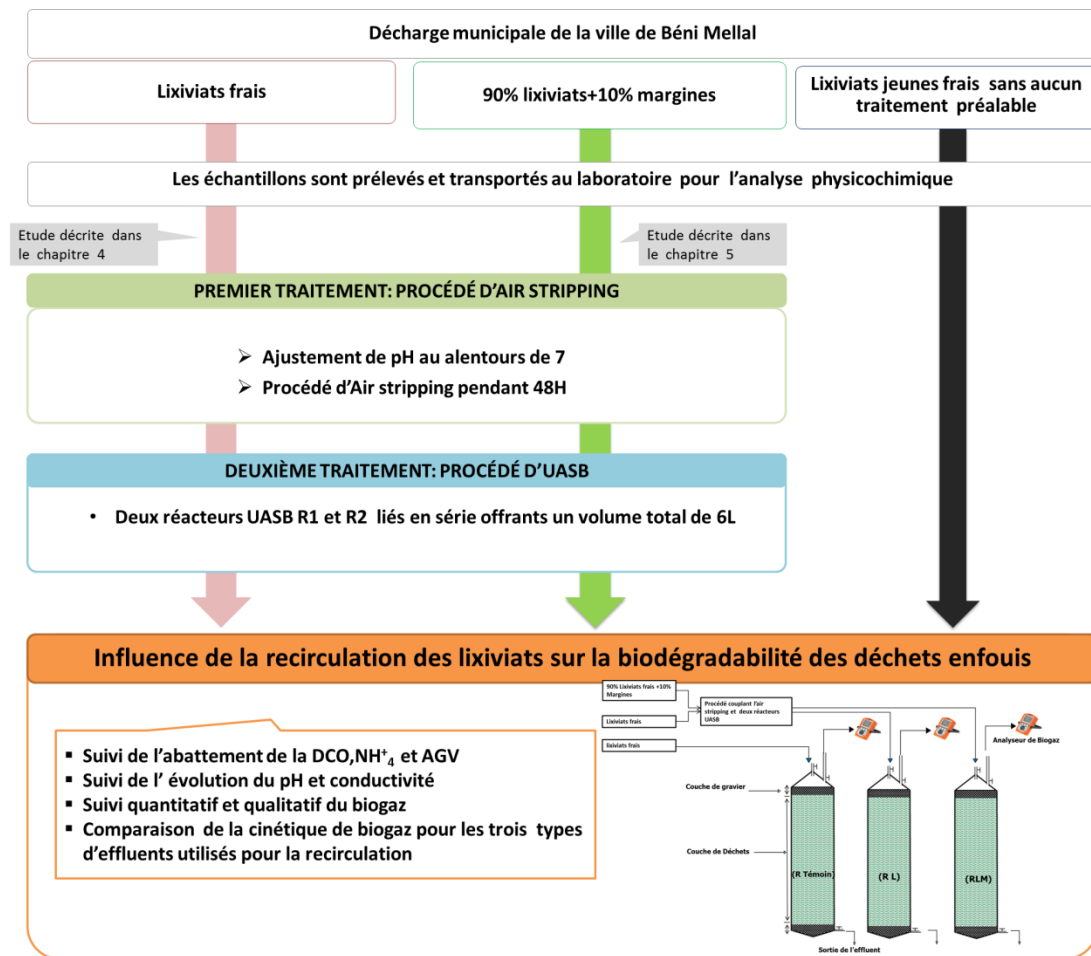


Figure 43 : Etapes expérimentales de l'essai de recirculation des lixiviats sur les colonnes de déchets

III. Résultats et discussion

III.1 Recirculation de différents types de lixiviats

Avant d'injecter les trois types de lixiviats dans les massifs de déchets, nous avons attendu que les réacteurs soient en phase de production maximales de biogaz et que l'ensemble des paramètres chimiques mesurés soient stable. Ainsi, cette phase de stabilisation pourra être comparée avec la phase de recirculation des trois autres types. Les étapes de déroulement de la recirculation des différents types de lixiviats sont illustrées par le Tableau ci-dessous.

Tableau 40 : Etapes de déroulement de la recirculation

	Phase de start-up	Phase de recirculation
R Témoin	Recirculation des lixiviats traités par air stripping-UASB (250mL/3j)	Recirculation des lixiviats bruts sans aucun traitement (250mL/3j)
RL	Recirculation des lixiviats traités par air stripping-UASB (250mL/3j)	Recirculation des Lixiviats traités par air stripping-UASB (250mL/3j)
RLM	Recirculation des lixiviats traités par air stripping-UASB (250mL/3j)	Recirculation d'un mélange de 90%Lixiviats+10% Margines traité par air stripping-UASB (250mL/3j)
	30 jours	90 jours

III.2 Evolution quantitative et qualitative du biogaz

L'évolution de la production journalière de biogaz en fonction de chaque type d'effluent recirculé, est présentée dans la Figure 44. Un résumé regroupant les principaux paramètres de biogaz est donné au Tableau 41.

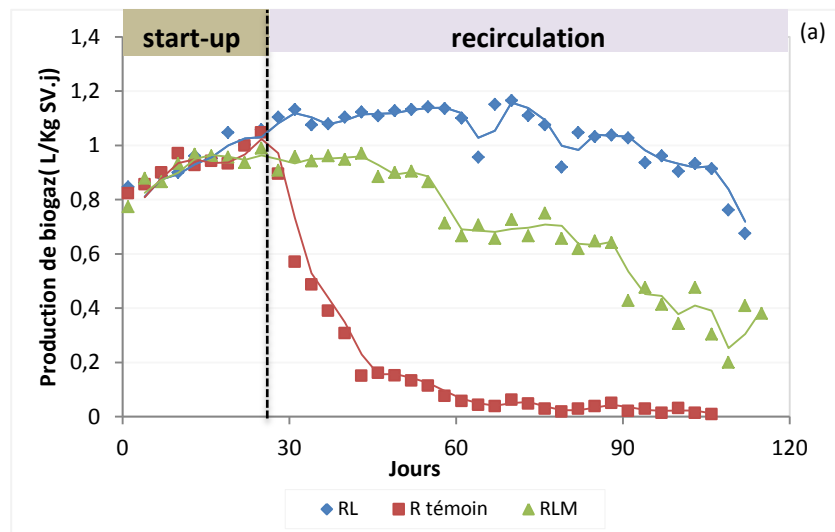


Figure 44 : Evolution de la production du biogaz en fonction des trois réacteurs étudiés

Tableau 41 : Production de biogaz dans les trois réacteurs de recirculation

Rendement en biogaz		RL	R témoin	RLM
Production journalière moyenne de biogaz (L/(kgSV déchets.j))	0-30 jours (start-up)	0,90±0,23	0,92±0,2	0,914±0,19
	30-120 jours	1,03±0,26	0,14±0,21	0,67±0,29
Production journalière totale moyenne du biogaz (L/(kgSV déchets.j))		1,01±0,18	0,331±0,2	0,729±0,28
Production cumulée de biogaz (L/kg SV déchets)		40,02	13,22	29,16

Les courbes de production journalière de biogaz montrent différents profils, qui peuvent être divisés en deux phases. La première phase (0-30 jours) consiste en une production élevée et stable de biogaz. La deuxième phase (30-120 jours) des profils montre une production de biogaz variable selon le type de lixiviats recirculés (Figure 44).

Au cours des 30 premiers jours, la recirculation des lixiviats prétraités a été adoptée dans l'objectif d'améliorer la solubilisation des déchets frais et pour établir une population microbienne méthanogène rapide. Les volumes de production de biogaz mesurés pendant cette phase varient entre 0,90-0,92 L/(kgSV.j). Cette production de biogaz a resté stable jusqu'au 30 ème jour (Tableau 41).

A partir du 31 ème jour, les lixiviats bruts sans aucun prétraitement ont été directement recirculés dans le réacteur R témoin. Le volume de biogaz produit dans cette période est devenu très faible et tend à s'annuler, il a atteint un débit moyen de 0,14 L/(kgSV.j) à la fin de la recirculation. Ce débit est très faible par rapport à celui observé dans la phase de start-up 0,90 L/(kgSV.j). Cette diminution observée par rapport à la phase de start-up, peut être expliquée par la composition des lixiviats bruts qui affecte la biodégradation des déchets.

Pour le réacteur (RL), la recirculation des lixiviats prétraités par air stripping-UASB a amélioré positivement le rendement de production de biogaz. La production journalière de biogaz a augmenté de 0,90 à 1,01 L/(kg SV.j), avec notamment une production cumulée qui a atteint 40,02 L/kg SV. Cette stabilité dans la production de biogaz par rapport au réacteur R témoin est due à la composition favorable des lixiviats prétraités par air stripping-UASB, notamment avec un très bon pH allant de 7,0 à 7,5 et un taux de charge organique optimal (10 g de DCO/L). Cette composition a permis d'accélérer la méthanogénèse et d'augmenter la production cumulée de biogaz de 13,22 à 40,02 L/kg SV. Même effet positif a été signalé par Sanphoti et al. (2006). Ils ont obtenu un volume de production de biogaz de 54,9 L/kg de déchets secs en recirculant des lixiviats prétraités par voie aérobie. Aussi, Charles et al. (2009) ont constaté que la recirculation des lixiviats prétraité par voie aérobie sur les déchets municipaux permet d'obtenir 30–60 L/kg déchets.

Pour le réacteur (RLM), La recirculation du mélange de lixiviats et margines prétraités par air stripping- UASB a eu un effet positif sur l'amélioration de la production de biogaz par rapport au réacteur témoin. Elle a montré une cinétique de production de biogaz moyenne, qui se situe entre les cinétiques RL et R témoin. Cet effluent recirculé a permis de multiplier la production cumulée de biogaz d'un facteur de 2,2 par rapport au réacteur R témoin, soit une augmentation de 13,22 à 29,16 L/(kgSV.j). Cet effet positif observé lors de la recirculation du mélange de lixiviat et margines est attribué à leur bonne composition, notamment en termes du pH (7,23) et concentration de matière organique (8,6 g/L). Cependant, une diminution de la production de biogaz a été observée par rapport au volume de biogaz produit par la recirculation des lixiviats seuls prétraité (RL). Cette diminution peut être due aux polyphénols présents dans les margines.

En général, la recirculation des lixiviats et ou lixiviats/margines prétraités par air stripping-UASB permet l'amélioration de la stabilisation de la production de biogaz et de créer des conditions environnementales appropriées à la dégradation de la matière organique. Des études similaires ont été réalisées par de nombreux auteurs (Ağdağ and Sponza, 2005; Charles et al., 2009; Elagroudy et al., 2009; Mali Sandip et al., 2012). Gerassimidou et al. (2013) ont indiqué que la recirculation du lixiviat sur les déchets alimentaires prétraités par voie aérobie pendant 60 jours donnait 28 à 58 L/kg de déchets secs.

La composition moyenne de biogaz produit dans les trois bioréacteurs RL, RLM et R témoin est présenté par la Figure 45.

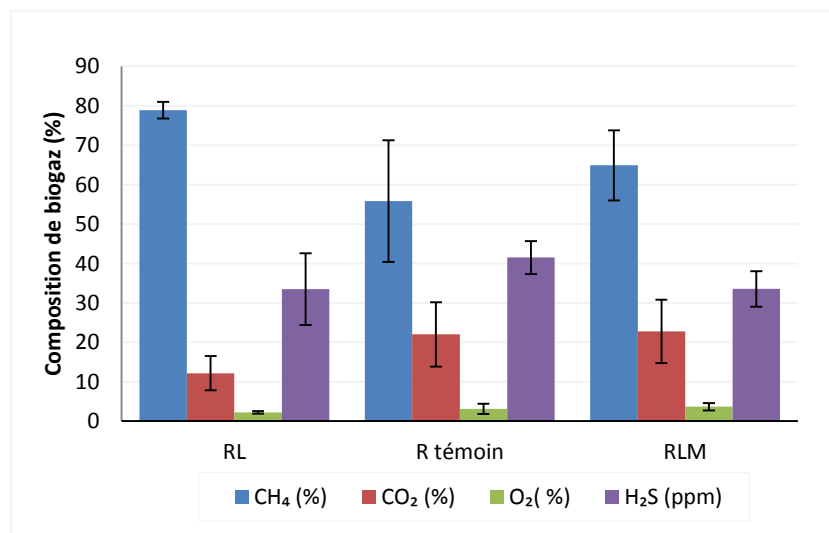


Figure 45 : Evolution de la composition du biogaz dans les trois réacteurs au cours de l'étape de recirculation

Le pourcentage de méthane variait entre 55 et 79% pour les trois bioréacteurs. Pour les 30 premiers jours (start-up), les pourcentages du méthane ont été stables et varient de 75 à 78%. L'étape de recirculation des trois types d'effluents est caractérisée par un taux moyen du méthane

de 55,83%, 64,9%, 78,9%, respectivement dans R témoin, RLM et RL. Le faible pourcentage de méthane est obtenu dans (R témoin), ce qui indique l'effet négatif de la recirculation des lixiviats bruts acides non traités sur le développement de la population méthanogène et le processus de dégradation des déchets.

III.3 Suivi de l'évolution des paramètres physicochimiques

L'évolution des concentrations de DCO, AGV, pH, conductivité et ammonium dans l'effluent sortant des réacteurs de recirculation est présentée dans la Figure 46.

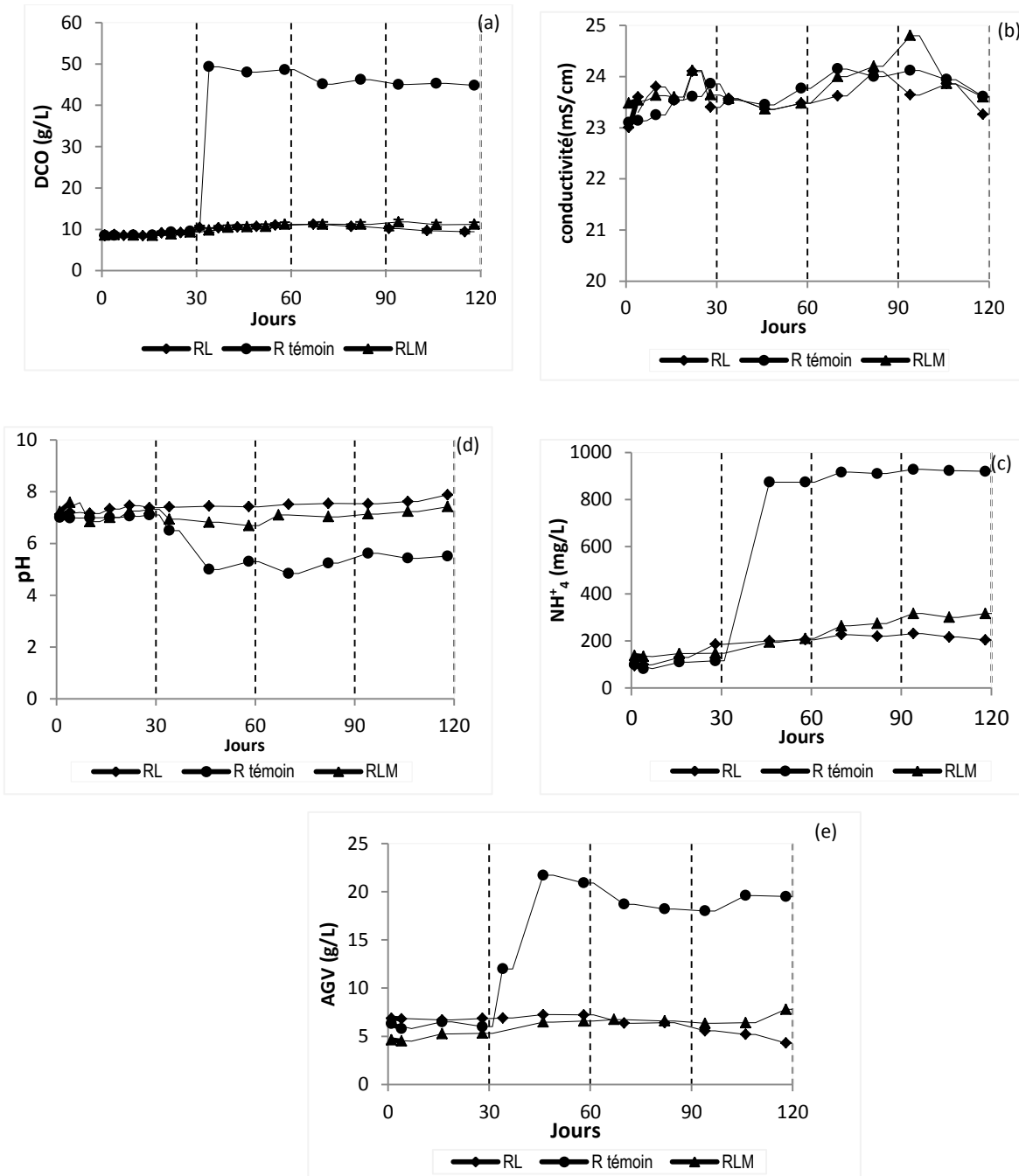


Figure 46 : Evolution de DCO (a), Ammonium (c), AGV (e), pH (d) et conductivité (b) dans les trois bioréacteurs étudiés

Les concentrations des paramètres DCO, ammonium et AGV du lixiviat recirculé sortant du bioréacteur témoin sont augmentés respectivement de 8,6 à 50 g/L, 95 à 850 mg/L et 6 à 23 g/L. Cette augmentation est due principalement à la charge organique élevée du lixiviat brut (Tableau 39). Le pH a également chuté de 7,6 à 5,6 (Figure 46d). Par conséquent, la biodégradabilité des déchets au niveau de ce bioreacteurs semble avoir été inhibée soit par le pH qui est acide, soit par l'effet de la charge élevée en AGV et en DCO. En effet, ces deux facteurs pourraient avoir inhibé les bactéries méthanogènes et le processus de production de biogaz. Même remarques ont été trouvées par Veeken and Hamelers (2000) qui ont signalé qu'une concentration élevée d'AGV (plus de 10gDCO/L) pourrait inhiber à la fois les étapes d'hydrolyse/acidogénèse et de méthanogénèse.

Pour le réacteur RL, les lixiviats recirculés ont été prétraité par le procédé d'air stripping-UASB. La variation de la concentration des paramètres physico chimiques étudiés à l'entrée et à la sortie de ce réacteur est resté stable pendant toute la période de traitement. Toutefois, avec une meilleure production de biogaz (40,02L/kg SV), ce rendement important de biogaz est expliqué notamment par la composition de ce lixiviat, qui apparaît idéale en termes de DCO (8 g/L) et pH qu'est optimal (pH=7) pour le développement des bactéries méthanogène. Même effet positif de la recirculation des lixiviats prétraités a été observé par He et al. (2007), qui ont montré que la recirculation des lixiviats traités par voie aérobie permet d'atteindre une production de biogaz de l'ordre de 20–37 L/kg déchets.

Le dernier réacteur (RLM) a été recyclé avec un mélange de lixiviats et margines, ce mélange est caractérisé par une DCO de 9 g/L, une teneur en ammonium de 138 mg/L et d'AGV de 4 g/L. Après avoir traversé la couche de déchets, la concentration de cet effluent n'a pas trop changé. En fait, il a créé des conditions favorables pour une bonne biodégradation de la matière organique et pour la production de biogaz. Cela signifiait que le mélange lixiviat/margines permet d'accélérer la biodégradation des déchets, mais la production de biogaz (29,16 L/kgSV) reste inférieure à celle produit par le réacteur RL(40,02 L/kgSV). Cela peut être dû à la présence de certains éléments toxiques (polyphénols) dans les margines, qui peuvent ralentir le processus de production de biogaz.

IV. Conclusion

D'après les résultats obtenus dans ce chapitre, la solution que nous avons envisagée pour remédier aux problèmes associés à la recirculation de lixiviats bruts consiste en un prétraitement du lixiviat avant recirculation par le procédé d'air stripping-UASB (chapitre 4 et 5). L'utilisation de lixiviats prétraités préalablement permet de nombreux avantages par rapport aux lixiviats bruts sans aucun prétraitement.

La recirculation vise à convertir la matière organique sous une forme biodégradable en conditions anaérobies et de créer des conditions du pH et d'alcalinité favorable à l'accélération de la biodégradabilité des déchets. Comme il est montré dans ce chapitre la recirculation de lixiviats prétraités assure une production de biogaz 3,02 fois plus grande que celle obtenue par la recirculation de lixiviats bruts sans aucun traitement. Avec notamment une amélioration dans le taux de méthane allant de 64,9% à 78,9%. À noter aussi que les décharges peuvent accueillir des margines, mais à condition qu'elles soient cotraitées avec les lixiviats avec un rapport margines/lixiviats allant de 5/95 à 20/80, ce mélange cotraitées peut par la suite rejoindre le système de recirculation sur les déchets.

L'accélération de la vitesse de biodégradation des massifs de déchets par la recirculation de lixiviat est néanmoins étudiée par de nombreux auteurs. Les conséquences de cette recirculation sont les suivantes :

- **Réduction de la charge polluante biodégradable des lixiviats** : la recirculation de lixiviats accélère de façon significative la diminution des matières organiques dans le lixiviat en sortie de massif (Chian and Dewalle, 1976; Pohland, 1975; Suflita et al., 1992), ce qui se traduit par une diminution de la DCO. Puisque le lixiviat contient moins de matières organiques après recirculation, il devient moins difficile à traiter. Toutefois, le lixiviat se charge d'éléments organiques et inorganiques récalcitrants tels que la DCO dure, l'azote ammoniacal, les chlorures, le fer et le manganèse.

- **L'augmentation de la production de biogaz pendant la phase d'exploitation** : la vitesse de production du biogaz est accélérée (El-Fadel et al., 1997; Reinhart and Basel Al-Yousfi, 1996) en particulier, la vitesse de production du méthane (Chan et al., 2002). Le démarrage précoce de la méthanogénèse est en partie dû au fort pouvoir tampon du lixiviat qui permet d'obtenir plus rapidement un pH optimal à la croissance des micro-organismes méthanogènes. Cette augmentation de la production de méthane pendant la phase d'exploitation offre la possibilité d'une valorisation accrue du biogaz.

- **l'augmentation de la vitesse de tassement des déchets** (Chan et al., 2002; Ozkaya et al., 2007) l'avantage est l'obtention d'un vide de fouille utilisable pendant la phase d'exploitation de centre d'enfouissement. Le tassement serait de l'ordre de 16 à 20 % selon Warith et al. (1999), notamment lorsque la recirculation est faite avec un lixiviat préalablement tamponné et dans lequel des nutriments ont été ajoutés. L'obtention d'un vide de fouille supplémentaire est intéressante, vu que l'obtention des autorisations d'ouverture de nouveaux sites devient très difficile.

Les résultats obtenus dans ce chapitre laissent supposer que la recirculation a un effet de lessivage des éléments chimiques solubles (anion, cations, etc.) et favorise ainsi leur mobilisation. Parallèlement, la composition des effluents de recirculation utilisés exerce également une influence plus au moins importante sur l'activité microbienne et la cinétique de production de biogaz

Discussion générale, Conclusion et Perspectives

Ce travail de thèse a mis l'accent sur la problématique de traitement de lixiviat de décharges municipales. Les recherches qui se sont consacrés à cette thématique ont toujours considéré les lixiviats comme un polluant valorisable, et tente à les traiter pour réduire leur charge et caractère polluant, dans un objectif de se conformer avec les normes de rejet dans le milieu naturel, ou dans les stations de traitement secondaires et tertiaires.

Les procédés utilisés sont généralement des techniques physicochimiques couplées aux traitements membranaires, les rendements d'abattements varient d'une étude à l'autre et sont peu efficaces et/ou assez couteux. L'acidité et la charge polluante en matière organique, ammonium et AGV sont les principales contraintes vis-à-vis du problème de traitement des lixiviats. Dans ce travail nous nous sommes intéressés au traitement des lixiviats en se fixant comme premier objectif leur valorisation pour produire du biogaz par méthanisation et d'étudier en même temps les rendements épuratoires pouvant être enregistrés par ce mode de traitement. Le traitement s'est déroulé en deux grandes étapes, une première partie où nous avons étudié les conditions physicochimiques nécessaires à la digestion anaérobie des lixiviats et à évaluer le potentiel méthanogène des lixiviats ainsi que la possibilité de codigestion anaérobie lixiviats et d'autres effluents polluants de la région à savoir les margines et les eaux usées domestiques. Dans la seconde partie les lixiviats et les mélange lixiviats et margines ont été étudiés en mode continu en utilisant UASB à différents TSH.

L'objectif global est de proposer des traitements alternatifs qui respectent les particularités de chaque type d'effluents, des traitements jugés plus simples et plus adaptés aux conditions locales de la région. Les principaux résultats techniques obtenus peuvent être récapitulés en différents points :

- **La digestion anaérobie des lixiviats jeunes de la décharge municipale de la ville de Béni Mellal**

La connaissance de la composition physico-chimique des lixiviats a été indispensable pour déterminer la concentration des éléments chimiques contenant dans ces lixiviats, afin de maîtriser tous les inhibiteurs susceptibles de provoquer un dysfonctionnement de la phase de méthanogénèse. En effet, les lixiviats jeunes se caractérisent par une charge organique élevée (plus de 50 g DCO/L) relativement biodégradable (seuil de biodégradabilité $DBO_5/DCO > 0,3$) constituée principalement d'AGV ($>15g$ d'acide acétique/L). Ces lixiviats présentent également un pH relativement bas ($< 5,5$) et une charge importante d'ammonium (800 mg/L). Cette composition correspond aux premières phases d'acidolyse de l'évolution d'un casier d'enfouissement. Tous ces résultats amènent à conclure que la valorisation énergétique apparaît la

voie le plus convenable à ce genre de lixiviats, mais à condition de commencer par un prétraitement aérobie afin d'éviter des modifications de caractéristiques qui pourraient amener à des instabilités ou à la perte du potentiel de biodégradation.

L'application de prétraitement aérobie a permis d'aborder la compréhension de l'effet de l'air stripping et l'ajustement du pH sur les caractéristiques des lixiviats et leur biodégradabilité. Les travaux développés durant cette étape ont permis de constater que l'aération avec l'ajustement du pH provoque une diminution significative de 16,43% la DCO, de 9,87% des acides gras volatils et de 66,24% d'ammonium. Par conséquent, la production de biogaz s'améliore (108,77 mL/SV) par rapport aux tests témoins sans aucun prétraitement qui reste négligeable tout au long de la digestion anaérobie. Cette amélioration dans le potentiel de production de biogaz par rapport aux tests témoins a été expliquée par l'ajustement des caractéristiques biochimiques et biologiques des lixiviats qui rendrait plus accessible leur dégradation anaérobie. De ce fait, le prétraitement comprenant l'air stripping et l'ajustement du pH s'avère indispensable en amont de la digestion anaérobie. De même, l'inoculation de boue est un facteur limitant au bon déroulement de la méthanogénèse.

- La codigestion anaérobie des lixiviats/eaux usée domestiques et lixiviats/margines

Dans le deuxième et le troisième chapitre, les recherches se sont focalisées sur la codigestion anaérobie batch des lixiviats avec les eaux usées et les margines. L'objectif est de chercher d'autres pistes de traitement et valorisation des lixiviats, cela en touchant deux principaux objectifs, d'une part l'amélioration de la valorisation énergétique des lixiviats et d'autre part le traitement d'autres effluents organiques.

Les résultats de codigestion anaérobie des mélanges lixiviats-margines ont montré que l'addition des margines améliore la production de biogaz des lixiviats et réduit la durée d'entrer en méthanogénèse. Par ailleurs, les margines des huileries peuvent rejoindre le site de la décharge pour être cotraités avec les lixiviats, mais à condition de rester au-dessous de 20% d'apport volumétrique de margines. Le prétraitement aérobie avec ajustement du pH reste toujours une condition préalable à la digestion anaérobie intercommunale de Béni Mellal, ce taux permettra de traiter environ un volume allant de 0 à 200 L/jour de margines dans le cas d'un réacteur UASB de 1m³.

Pour le deuxième cotraitement lixiviats et eaux usées, le mélange de 50% lixiviats et 50% eaux usées présente le meilleur ratio qui permet une production de biogaz maximale de l'ordre de 438,42 mL/gSV. Ce résultat est attribué à la dilution de la charge polluante de lixiviat et montre que ce dernier peut être utilisé en tant que co effluent au niveau des STEP utilisant la digestion

anaérobie pour le traitement des eaux usées. Malgré que la législation actuelle ne permette pas un tel cotraitement, il reste une alternative qui mérite une attention particulière.

- La codigestion anaérobie des lixiviats seuls et en mélange avec les margines par un procédé d'air stripping couplé UASB

Le quatrième et le cinquième chapitre ont été focalisés sur le passage du mode batch en mode continu, cela par l'étude de traitement/valorisation des lixiviats seuls et en mélange avec les margines par un procédé d'air stripping en amont de la technique d'UASB. Dans l'ensemble, Les résultats obtenus montrent que le traitement couplant l'Air stripping-UASB s'adapte bien au traitement des lixiviats et conduit à réduire de manière significative leur charge polluante tout en produisant du biogaz pauvre en sulfure et riche en méthane. Du point de vue rendements épuratoires, les meilleurs rendements ont été obtenus pour les charges organique allant 27 à 45,37 DCO/(L.j), soit des Abattements de 83,6%, 88,6% et 70,39% respectivement pour la charge en DCO, la charge en NH_4^+ et en AGV. De même, le rendement en méthane a atteint (0,112 à 0,123 $\text{m}^3/(\text{kgDCO}_{\text{éliminée}}\cdot\text{j})$) avec une composition moyenne en méthane qui est resté dans l'intervalle 69% à 80%.

Au regard de ces données, l'optimisation de ce rendement est par ailleurs possible, vu la charge en DCO à la sortie du procédé.

Concernant le cotraitement lixiviats et margines, nos essais réalisés en réacteur permettent de définir les limites de l'utilisation des Margines dans le procédé de codigestion anaérobie vis à vis de la production de biogaz. L'analyse des résultats obtenus montre que l'addition des margines améliore la digestion anaérobie des lixiviats avec toutefois un effet inverse et une tendance à l'inhibition au-delà d'un apport de margines de plus de 20%. Le meilleur rendement épuratoire a atteint 80%, 85% et 67% respectivement pour l'abattement de la DCO, de l'ammonium et de la charge en AGV. De même, le rendement maximal en biogaz trouvé est de l'ordre de (0,169 $\text{L}/(\text{gDCO}_{\text{éliminée}}\cdot\text{j})$) avec un biogaz dont la teneur en méthane est dans l'intervalle 67% - 81%.

En conclusion, ce travail a permis de dégager un certain nombre d'aspects techniques qui ont une application directe à l'échelle industrielle, dans la mesure où les margines peuvent être acceptés au niveau des décharges pour être cotraités avec les lixiviats et valorisation énergétique.

- La recirculation des lixiviats sur les déchets enfouis

Le sixième chapitre mis fin à ces travaux de cette thèse avec des tests de recirculation des effluents sortants des traitements appliqués dans les chapitres précédents (chapitres 4 et 5). En conditions d'enfouissement, la recirculation de lixiviats affecte la biodégradation de la matière organique par les transferts de matière qui impliquent ses mouvements au sein de massif de déchets. Ces transferts peuvent soit augmenter le rendement global de la biodégradation, en

humidifiant des zones sèches ou en apportant des substrats solubles ou des micro-organismes, soit le réduire, en causant des inhibitions de la méthanogénèse par accélération de l'hydrolyse ou apport trop conséquent de substrats toxiques. Cette dualité a été observée lors de nos travaux via la recirculation des trois types de lixiviats à savoir : les lixiviats bruts, les lixiviats traité par procédé d'air stripping-UASB et le mélange lixiviats et margines traité par le même procédé. Les résultats obtenus nous amène à conclure que la recirculation des lixiviats bruts affecte négativement la production de biogaz. Par contre, la recirculation des lixiviats traités par le procédé d'air stripping- UASB permet de favoriser la biodégradation des déchets, par l'apport des substrats solubles avec création d'un pH voisin de la neutralité et en produisant de biogaz.

Sur le plan technique ces résultats prouve que la recirculation des lixiviats bruts affecte négativement la valorisation des déchets par enfouissement, au contraire la recirculation des lixiviats issus de traitement couplant l'air stripping et UASB étudié dans le cadre de cette thèse affecte positivement la production de biogaz et peut être envisagé comme solution au traitement membranaire, et ou physicochimiques. Le cas où le traitement concerne le mélange Margines et lixiviats, il s'avère que la recirculation à un effet négative, mais relativement modéré par rapport à la recirculation des lixiviats bruts et ne peut être donc recommandé.

Pour conclure, il est clair que les technologies adoptées dans cette thèse pour le traitement des lixiviats sont simples et peuvent être conformes aux conditions locales de la région. La digestion anaérobie et la valorisation du biogaz produit apparaissent comme des solutions d'avenir dans un esprit de développement durable. L'adaptation de la technique d'UASB produit du biogaz riche en méthane valorisable alors qu'aucune source énergétique n'est nécessaire pour la conduite du procédé.

A la lumière de ce travail, et compte tenu de la situation actuelle des décharges dans les pays en voie de développement nous pouvant formuler quelques recommandations :

- Diminuer des quantités de lixiviats qui posent énormément de problèmes au niveau des décharges, par réduction des déchets enfouis, création des centres tri mécanique et biologique des déchets (Production d'un RDF qui peut être utilisé dans les cimenteries) et la production d'un compost qui peut être utilisé dans les domaines agricoles;
- Récupérer des lixiviats bruts auprès des bennes tasseuses, les stockés dans un bassin pour être traités par le procédé d'air stripping-UASB;
- Analyser les opportunités de cotraitement des lixiviats dans les stations de traitement des eaux usées utilisant la digestion anaérobie;
- Recirculation des lixiviats traités par le procédé d'air stripping-UASB au lieu des lixiviats bruts, lorsque les conditions de traitement membranaire et osmose inverse sont limitées;

- Etudier les possibilités d'accepter et de traiter les margines au niveau des décharges des déchets municipaux.

Sur la base de ces résultats, les perspectives de recherche futurs visant compléter nos travaux sont les suivantes :

- Une suite logique de ce travail s'oriente plus vers une étude expérimentale de caractérisation des matières organiques contenues dans le substrat de la digestion anaérobie. Le but est de déterminer les concentrations en AGV (acide acétique, fulvique, propénoïque,...), cela pourrait donner des informations cruciales pour la phase d'hydrolyse pendant leur (co) digestion.
- Appréhender l'évolution des microorganismes de chaque étape de digestion aérobie et anaérobie. Etant données que les biomasses sont les principales responsables des transformations au cours du processus de la digestion anaérobie, la connaissance de leur concentration pour chaque étape de la méthanisation (hydrolyse, acidogènes, acétogénèse et méthanogénèse) du milieu réactionnel est bénéfique pour la partie modélisation de la codigestion des lixiviats. En d'autres termes, le but étant de déterminer la vitesse de croissance des bactéries (indirectement le taux spécifique de croissance) qui est un paramètre important pour les modèles biochimiques de la digestion anaérobie;
- L'étude des biofilms peut faire face aux problèmes d'instabilité de réacteur UASB, il peut notamment renforcer la flore méthanogène de ces réacteurs afin d'améliorer leur production de biogaz et leur pilot

Références bibliographiques

- Abbasi, T., Tauseef, S. M., and Abbasi, S. A. (2012). Anaerobic digestion for global warming control and energy generation—an overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(5), 3228–3242.
- AC Palmisano, M. B. (1969). *Microbiology of solid waste*. (C. Press., ed.).
- Adiga, S., Ramya, R., Shankar, B. B., Patil, J. H., Geetha, C. R., and others. (2012). Kinetics of anaerobic digestion of water hyacinth, poultry litter, cow manure and primary sludge: A comparative study. *International Proceedings of Chemical, Biological and Environmental Engineering (IPCBE)*, 42(2012), 73–78.
- AEE (Agence européenne pour L'environnement). (2014). *Rapport Horizon 2020 sur la Méditerranée ; Annexe 4 : Maroc*.
- Ağdağ, O. N., and Sponza, D. T. (2005). Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems. *Process Biochemistry*, 40(2), 895–902.
- Ağdağ, O. N., and Sponza, D. T. (2007). Co-digestion of mixed industrial sludge with municipal solid wastes in anaerobic simulated landfilling bioreactors. *Journal of Hazardous Materials*, 140(1), 75–85.
- Ağdağ, O. N., and Sponza, D. T. (2005). Effect of alkalinity on the performance of a simulated landfill bioreactor digesting organic solid wastes. *Chemosphere*, 59(6), 871–879.
- Aghamohammadi, N., bin Abdul Aziz, H., Isa, M. H., and Zinatizadeh, A. A. (2007). Powdered activated carbon augmented activated sludge process for treatment of semi-aerobic landfill leachate using response surface methodology. *Bioresource Technology*, 98(18), 3570–3578.
- Aguilar, A., Casas, C., and Lema, J. M. (1995). Degradation of volatile fatty acids by differently enriched methanogenic cultures: kinetics and inhibition. *Water Research*, 29(2), 505–509.
- Ahmed, F. N., and Lan, C. Q. (2012). Treatment of landfill leachate using membrane bioreactors: A review. *Desalination*, 287, 41–54.
- Ahring, B. K. er. (1995). Methanogenesis in thermophilic biogas reactors. *Antonie van Leeuwenhoek*, 67(1), 91–102.
- Aiyuk, S., Forrez, I., van Haandel, A., Verstraete, W., and others. (2006). Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates—A review. *Bioresource Technology*, 97(17), 2225–2241.
- Altınbaş, M., Yangin, C., and Ozturk, I. (2002). Struvite precipitation from anaerobically treated municipal and landfill wastewaters. *Water Science and Technology*, 46(9), 271–278.
- Alvarez-Vazquez, H., Jefferson, B., and Judd, S. J. (2004). Membrane bioreactors vs conventional biological treatment of landfill leachate: a brief review. *Journal of chemical technology and biotechnology*, 79(10), 1043–1049.
- Alves, M. M., Vieira, J. A. M., Pereira, R. M. A., Pereira, M. A., and Mota, M. (2001). Effects of lipids and oleic acid on biomass development in anaerobic fixed-bed reactors. Part II: Oleic acid toxicity and biodegradability. *Water Research*, 35(1), 264–270.
- Amokrane, A., Comel, C., and Veron, J. (1997). Landfill leachates pretreatment by coagulation-flocculation. *Water research*, 31(11), 2775–2782.
- Anderson, G. K., and Yang, G. (1992). Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. *Water Environment Research*, 64(1), 53–59.
- Anderson, K., Sallis, P., and Uyanik, S. (2003). Anaerobic treatment processes. *Handbook of water and wastewater microbiology*, 391–426.

- Angelidaki, I. (2002). Anaerobic biodegradability of macropollutants. *Workshop on harmonisation of anaerobic biodegradation, activity and inhibition assays*, Institute for Environment and sustainability, Joint Research Center, European Commission, 13–29.
- Angelidaki, I., and Ahring, B. K. (1992). Effects of free long-chain fatty acids on thermophilic anaerobic digestion. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 37(6), 808–812.
- Angelidaki, I., and Ahring, B. K. (1997). Codigestion of olive oil mill wastewaters with manure, household waste or sewage sludge. *Biodegradation*, 8(4), 221–226.
- Angelidaki, I., Ahring, B. K. er, Deng, H., and Schmidt, J. E. (2002). Anaerobic digestion of olive oil mill effluents together with swine manure in UASB reactors. *Water Science and Technology*, 45(10), 213–218.
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J. L., Guwy, A. J., Kalyuzhnyi, S., Jenicek, P., and Van Lier, J. B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Water science and technology*, 59(5), 927–934.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., and Ahring, B. K. (1997). Modelling anaerobic codigestion of manure with olive oil mill effluent. *Water Science and Technology*, 36(6–7), 263–270.
- Angelidaki, I., and Sanders, W. (2004). Assessment of the anaerobic biodegradability of macropollutants. *Re/Views in Environmental Science & Bio/Technology*, 3(2), 117–129.
- Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J., and Dewil, R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in energy and combustion science*, 34(6), 755–781.
- Assas, N., Ayed, L., Marouani, L., and Hamdi, M. (2002). Decolorization of fresh and stored-black olive mill wastewaters by *Geotrichum candidum*. *Process Biochemistry*, 38(3), 361–365.
- Azaizeh, H., and Jadoun, J. (2010). Co-digestion of olive mill wastewater and swine manure using up-flow anaerobic sludge blanket reactor for biogas production. *Journal of Water Resource and Protection*, 2(04), 314.
- Azbar, N., Keskin, T., and Yuruyen, A. (2008). Enhancement of biogas production from olive mill effluent (OME) by co-digestion. *Biomass and bioenergy*, 32(12), 1195–1201.
- Aziz, H. A., Yusoff, M. S., Adlan, M. N., Adnan, N. H., and Alias, S. (2004). Physico-chemical removal of iron from semi-aerobic landfill leachate by limestone filter. *Waste management*, 24(4), 353–358.
- Aziz, S. Q., Aziz, H. A., Yusoff, M. S., and Bashir, M. J. K. (2011). Landfill leachate treatment using powdered activated carbon augmented sequencing batch reactor (SBR) process: Optimization by response surface methodology. *Journal of Hazardous Materials*, 189(1–2), 404–413.
- Bae, B.-U., Jung, E.-S., Kim, Y.-R., and Shin, H.-S. (1999). Treatment of landfill leachate using activated sludge process and electron-beam radiation. *Water Research*, 33(11), 2669–2673.
- Baig, S., Coulomb, I., Courant, P., and Liechti, P. (1999). Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrod case studies. *Ozone: Science and Engineering*, 21(1), 1–22.
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., Sanders, W. T. M., Siegrist, H., and Vavilin, V. A. (2002). The IWA anaerobic digestion model no 1 (ADM1). *Water Science and Technology*, 45(10), 65–73.
- Batstone, D. J., Keller, J., Newell, R. B., and Newland, M. (2000). Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. I: model development. *Bioresource technology*, 75(1), 67–74.
- Bauer, J. E., and Capone, D. G. (1985). Effects of four aromatic organic pollutants on microbial glucose metabolism and thymidine incorporation in marine sediments. *Applied and environmental microbiology*, 49(4), 828–835.
- Bayard, R., Gourdon, R., and Thiery, L. (2001). Aide à la définition des déchets dits biodégradables, fermentescibles, méthanisables, compostables. *Rapport final, Association RECORD, Contrat n*

00-0118 A, 1, 2001.

- Beccari, M., Bonemazzi, F., Majone, M., and Riccardi, C. (1996). Interaction between acidogenesis and methanogenesis in the anaerobic treatment of olive oil mill effluents. *Water Research*, 30(1), 183–189.
- Begum, S., Anupaju, G. R., Sridhar, S., Bhargava, S. K., Jegatheesan, V., and Eshtiaghi, N. (2018). Evaluation of single and two stage anaerobic digestion of landfill leachate: Effect of pH and initial organic loading rate on volatile fatty acid (VFA) and biogas production. *Bioresource Technology*, 251, 364–373.
- Benyoucef, F., Makan, A., El Ghmari, A., and Ouattmane, A. (2015). Solid household waste characterization and fresh leachate treatment: Case of Kasba Tadla city, Morocco. *Environmental Engineering Research*, 20(4), 363–369.
- Berthe, C. (2006). Etude de la Matière Organique contenue dans des lixiviats issus de différentes filières de traitement des déchets ménagers et assimilés. *France: Thèse de doctorat*, Université de Limoges.
- Bhattacharya, S. K., and Parkin, G. F. (1989). The effect of ammonia on methane fermentation processes. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 55–59.
- Bitton, G. (2005). *Wastewater microbiology*. John Wiley & Sons.
- Boe, K., and Angelidaki, I. (2006). Online monitoring and control of the biogas process. Technical University of Denmark Danmarks Tekniske Universitet, Department of Systems Biology Institut for Systembiologi.
- Bohdziewicz, J., Bodzek, M., and Górska, J. (2001). Application of pressure-driven membrane techniques to biological treatment of landfill leachate. *Process Biochemistry*, 36(7), 641–646.
- Bohdziewicz, J., and Kwarciak, A. (2008). The application of hybrid system UASB reactor-RO in landfill leachate treatment. *Desalination*, 222(1–3), 128–134.
- Bohdziewicz, J., Neczaj, E., and Kwarciak, A. (2008). Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor. *Desalination*, 221(1–3), 559–565.
- Bonmati, A., and Flotats, X. (2003). Air stripping of ammonia from pig slurry: characterisation and feasibility as a pre-or post-treatment to mesophilic anaerobic digestion. *Waste management*, 23(3), 261–272.
- Boone, D. R., and Bryant, M. P. (1980). Propionate-degrading bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. nov. gen. nov., from methanogenic ecosystems. *Applied and Environmental Microbiology*, 40(3), 626–632.
- Borja, R., Sánchez, E., and Duran, M. M. (1996). Effect of the clay mineral zeolite on ammonia inhibition of anaerobic thermophilic reactors treating cattle manure. *Journal of Environmental Science & Health Part A*, 31(2), 479–500.
- Bouallagui, H., Ben Cheikh, R., Marouani, L., and Hamdi, M. (2001). Fermentation methanique des dechets solides en Batch. *Les premieres journées de l'Association Tunisienne de Biotechnologie, Sousse le*, 9–10.
- Briški, F., Vuković, M., Papa, K., Gomzi, Z., and Domanovac, T. (2007). Modelling of composting of food waste in a column reactor. *Chemical Papers*, 61(1), 24–29.
- Ten Brummeler, E., and Koster, I. W. (1990). Enhancement of dry anaerobic batch digestion of the organic fraction of municipal solid waste by an aerobic pretreatment step. *Biological wastes*, 31(3), 199–210.
- Bu, L., Wang, K., Zhao, Q.-L., Wei, L.-L., Zhang, J., and Yang, J.-C. (2010). Characterization of dissolved organic matter during landfill leachate treatment by sequencing batch reactor, aeration corrosive cell-Fenton, and granular activated carbon in series. *Journal of Hazardous Materials*, 179(1), 1096–1105.

- Buchauer, K. (1998). A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to waste-water and sludge treatment processes. *WATER SA-PRETORIA*-, 24, 49–56.
- Budiyono, Widiyasa, I. N., Johari, S., and Sunarso. (2010). The Kinetic of Biogas Production Rate from Cattle Manure in Batch Mode. *International Journal of Chemical and Biomolecular Engineering*, 3(1), 39–45.
- Calli, B., Mertoglu, B., Roest, K., and Inanc, B. (2006). Comparison of long-term performances and final microbial compositions of anaerobic reactors treating landfill leachate. *Bioresource Technology*, 97(4), 641–647.
- Camarillo, R., and Rincón, J. (2012). Effect of inhibitory compounds on the two-phase anaerobic digestion performance of diluted wastewaters from the alimentary industry. *Chemical Engineering Journal*, 193–194, 68–76.
- Campos, J. C., Moura, D., Costa, A. P., Yokoyama, L., Araujo, F. V. D. F., Cammarota, M. C., and Cardillo, L. (2013a). Evaluation of pH, alkalinity and temperature during air stripping process for ammonia removal from landfill leachate. *Journal of Environmental Science and Health - Part A Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering*, 48(9), 1105–1113.
- Campos, J. C., Moura, D., Costa, A. P., Yokoyama, L., Araujo, F. V. da F., Cammarota, M. C., and Cardillo, L. (2013b). Evaluation of pH, alkalinity and temperature during air stripping process for ammonia removal from landfill leachate. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 48(9), 1105–1113.
- Capasso, R., Evidente, A., Schivo, L., Orru, G., Marcialis, M. A., and Cristinzio, G. (1995). Antibacterial polyphenols from olive oil mill waste waters. *Journal of Applied Microbiology*, 79(4), 393–398.
- Carlini, M., Castellucci, S., and Moneti, M. (2015). Anaerobic Co-digestion of Olive-mill Solid Waste with Cattle Manure and Cattle Slurry: Analysis of Bio-methane Potential. *Energy Procedia*, 81, 354–367.
- Castillo, E., Vergara, M., and Moreno, Y. (2007). Landfill leachate treatment using a rotating biological contactor and an upward-flow anaerobic sludge bed reactor. *Waste Management*, 27(5), 720–726.
- Castrillón, L., Fernández-Nava, Y., Ulmanu, M., Anger, I., and Marañón, E. (2010). Physico-chemical and biological treatment of MSW landfill leachate. *Waste Management*, 30(2), 228–235.
- Cecen, F., and Aktas, O. (2001). Effect of PAC addition in combined treatment of landfill leachate and domestic wastewater in semi-continuously fed batch and continuous-flow reactors. *Water Sa*, 27(2), 177–188.
- Çeçen, F., and Aktaş, Ö. (2004). Aerobic co-treatment of landfill leachate with domestic wastewater. *Environmental Engineering Science*, 21(3), 303–312.
- Çeçen, F., and Çakıroğlu, D. (2001). Impact of landfill leachate on the co-treatment of domestic wastewater. *Biotechnology letters*, 23(10), 821–826.
- Chan, G. Y. S., Chang, C. C., and All, C. and. (2013). Present and long-term composition of MSW landfill leachate: A review. *Chemosphere*, 40(1), 1000.
- Chan, G. Y. S., Chu, L. M., and Wong, M. H. (2002). Effects of leachate recirculation on biogas production from landfill co-disposal of municipal solid waste, sewage sludge and marine sediment. *Environmental Pollution*, 118(3), 393–399.
- Charles, W., Walker, L., and Cord-Ruwisch, R. (2009). Effect of pre-aeration and inoculum on the start-up of batch thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste. *Bioresource Technology*, 100(8), 2329–2335.
- Chen, A.-C., Ohashi, A., and Harada, H. (2003). Acetate synthesis from H₂/CO₂ in simulated and actual landfill samples. *Environmental technology*, 24(4), 435–443.
- Chen, S., Sun, D., and Chung, J.-S. (2008a). Simultaneous removal of COD and ammonium from

- landfill leachate using an anaerobic–aerobic moving-bed biofilm reactor system. *Waste Management*, 28(2), 339–346.
- Chen, T. H., Chynoweth, P., and Biljetina, R. (1990). Anaerobic digestion of municipal solid waste in a nonmixed solids concentrating digester. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 24(1), 533–544.
- Chen, Y., Cheng, J. J., and Creamer, K. S. (2008b). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044–4064.
- Cheung, K. C., Chu, L. M., and Wong, M. H. (1997a). Ammonia stripping as a pretreatment for landfill leachate. *Water, Air, & Soil Pollution*, 94(1–2), 209–221.
- Cheung, K. C., Chu, L. M., and Wong, M. H. (1997b). Ammonia stripping as a pretreatment for landfill leachate. *Water, Air, & Soil Pollution*, 94(1), 209–221.
- Chian, E. S. K., and Dewalle, F. B. (1976). Sanitary landfill leachates and their leachate treatment. *Journal of the Environmental Engineering Division*, 102(2), 411–431.
- Christensen, J. B., Jensen, D. L., Grøn, C., Filip, Z., and Christensen, T. H. (1998). Characterization of the dissolved organic carbon in landfill leachate-polluted groundwater. *Water research*, 32(1), 125–135.
- Chugh, S., Clarke, W., Pullammanappallil, P., and Rudolph, V. (1998). Effect of recirculated leachate volume on MSW degradation. *Waste Management and Research*, 16(6), 564–573.
- Conrad, R. (1999). Contribution of hydrogen to methane production and control of hydrogen concentrations in methanogenic soils and sediments. *FEMS Microbiology Ecology*, 28(3), 193–202.
- Control, E., and Neth-, T. (2000). Effect of ph and vfa on hydrolysis of organic solid waste. 06(December), 1076–1081.
- Cotman, M., and Gotvajn, A. Ž. (2010). Comparison of different physico-chemical methods for the removal of toxicants from landfill leachate. *Journal of Hazardous Materials*, 178(1), 298–305.
- Cresson, R. (2006). Etude du démarrage de procédés intensifs de méthanisation. Impact des conditions hydrodynamiques et de la stratégie de montée en charge sur la formation et l'activité du biofilm. Université Montpellier 2 (Sciences et Techniques).
- Cresson, R. (2017). Méthanisation de la biomasse. *Techniques de l'Ingénieur*, 33(BIO5100).
- Cristancho, D. E., Arellano, A. V., and others. (2006). Study of the operational conditions for anaerobic digestion of urban solid wastes. *Waste management*, 26(5), 546–556.
- Cuetos, M. J., Gómez, X., Otero, M., and Morán, A. (2008). Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste (SHW) at laboratory scale: influence of co-digestion with the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). *Biochemical Engineering Journal*, 40(1), 99–106.
- Dalgaard, P. (1995). Modelling of microbial activity and prediction of shelf life for packed fresh fish. *International Journal of Food Microbiology*, 26(3), 305–317.
- Dareioti, M. A., Dokianakis, S. N., Stamatelatos, K., Zafiri, C., and Kornaros, M. (2009). Biogas production from anaerobic co-digestion of agroindustrial wastewaters under mesophilic conditions in a two-stage process. *Desalination*, 248(1–3), 891–906.
- De, S., Environnement, D., and Berthe, C. (2006). Ecole doctorale Science – Technique – Santé Pour obtenir le grade de Présentée et soutenue par Etude de la Matière Organique contenue dans des lixiviats issus de différentes filières de traitement des déchets ménagers et assimilés.
- Delhalle, L., Daube, G., Adolphe, Y., Crevecoeur, S., and Clinquart, A. (2012). Les modèles de croissance en microbiologie prévisionnelle pour la maîtrise de la sécurité des aliments (synthèse bibliographique). *Biotechnologie, Agronomie, Société et Environnement*, 16(3), 369.
- Demirel, B., and Scherer, P. (2011). Trace element requirements of agricultural biogas digesters during biological conversion of renewable biomass to methane. *Biomass and Bioenergy*, 35(3),

992–998.

- Dereli, R. K., Ersahin, M. E., Gomec, C. Y., Ozturk, I., and Ozdemir, O. (2010). Co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste with primary sludge at a municipal wastewater treatment plant in Turkey. *Waste Management & Research*, 28(5), 404–410.
- Diamadopoulos, E., Samaras, P., Dabou, X., and Sakellaropoulos, G. P. (1997). Combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 36(2–3), 61–68.
- Van Dijk, L., and Roncken, G. C. G. (1997). Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of the art and new developments. *Water Science and Technology*, 35(10), 35–41.
- Ehrig, H.-J. (1984). Treatment of sanitary landfill leachate: biological treatment. *Waste Management & Research*, 2(1), 131–152.
- El-Fadel, M., Bou-Zeid, E., Chahine, W., and Alayli, B. (2002). Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content. *Waste Management*, 22(3), 269–282.
- El-Fadel, M., Findikakis, A. N., and Leckie, J. O. (1996). Estimating and enhancing methane yield from municipal solid waste. *Hazardous waste and hazardous materials*, 13(3), 309–331.
- El-Fadel, M., Findikakis, A. N., and Leckie, J. O. (1997). Environmental impacts of solid waste landfilling. *Journal of environmental management*, 50(1), 1–25.
- El-Gohary, F. A., Badawy, M. I., El-Khateeb, M. A., and El-Kalliny, A. S. (2009). Integrated treatment of olive mill wastewater (OMW) by the combination of Fenton's reaction and anaerobic treatment. *Journal of Hazardous Materials*, 162(2–3), 1536–1541.
- El-Mashad, H. M., van Loon, W. K. P., and Zeeman, G. (2003). A model of solar energy utilisation in the anaerobic digestion of cattle manure. *Biosystems engineering*, 84(2), 231–238.
- Elagroudy, S. A., Abdel-Razik, M. H., Abd El-Azeem, M. M., Ghobrial, F. H., and Warith, M. A. (2009). Effect of waste composition and load application on the biodegradation of municipal solid waste in bioreactor landfills. *Practice Periodical of Hazardous, Toxic, and Radioactive Waste Management*, 13(3), 165–173.
- Eze, J. (n.d.). I and Onwuka, N. D (2007). Biodegradation of poultry wastes in batch operated plastic biodigesters. *Nigeria Journal of Solar Energy*, 18, 63–67.
- Farquhar, G. J., and Rovers, F. A. (1973). Gas production during refuse decomposition. *Water, Air, & Soil Pollution*, 2(4), 483–495.
- Fermoso, F. G., Bartacek, J., Jansen, S., and Lens, P. N. L. (2009). Metal supplementation to UASB bioreactors: from cell-metal interactions to full-scale application. *Science of the total environment*, 407(12), 3652–3667.
- Fernández, J., Pérez, M., and Romero, L. I. (2008). Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). *Bioresour technology*, 99(14), 6075–6080.
- Ferraz, F. M., Povinelli, J., and Vieira, E. M. (2013). Ammonia removal from landfill leachate by air stripping and absorption. *Environmental Technology*, 34(15), 2317–2326.
- Fezzani, B., and Cheikh, R. Ben. (2010). Two-phase anaerobic co-digestion of olive mill wastes in semi-continuous digesters at mesophilic temperature. *Bioresour Technology*, 101(6), 1628–1634.
- Fisgativa, H. (2016). Study of the impact of aerobic pretreatment on anaerobic digestion of food waste. Université Rennes 1.
- Forster-Carneiro, T., Pérez, M., Romero, L. I., and Sales, D. (2007). Dry-thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of the municipal solid waste: Focusing on the inoculum sources. *Bioresour Technology*, 98(17), 3195–3203.

- Fountoulakis, M. S., Drakopoulou, S., Terzakis, S., Georgaki, E., and Manios, T. (2008). Potential for methane production from typical Mediterranean agro-industrial by-products. *Biomass and Bioenergy*, 32(2), 155–161.
- François, V. (2004). Détermination d'indicateurs d'accélération et de stabilisation de déchets ménagers enfouis: Etude de l'impact de la recirculation de lixiviats sur colonnes de déchets (Doctoral dissertation, Limoges).
- Franke-Whittle, I. H., Walter, A., Ebner, C., and Insam, H. (2014). Investigation into the effect of high concentrations of volatile fatty acids in anaerobic digestion on methanogenic communities. *Waste Management*, Pergamon, 34(11), 2080–2089.
- Fricke, K., Santen, H., Wallmann, R., Hüttner, A., and Dichtl, N. (2007). Operating problems in anaerobic digestion plants resulting from nitrogen in MSW. *Waste Management*, 27(1), 30–43.
- Frikha, Y., Fellner, J., and Zairi, M. (2017). Leachate generation from landfill in a semi-arid climate: A qualitative and quantitative study from Sousse, Tunisia. *Waste Management and Research*, 35(9), 940–948.
- Gallert, C., and Winter, J. (1997). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic wastes: effect of ammonia on glucose degradation and methane production. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 48(3), 405–410.
- Garcia-Heras, J. L. (2003). Reactor sizing, process kinetics and modelling of anaerobic digestion of complex wastes. *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes*, 31–43.
- García, H., Rico, J., and García, P. A. (1996). Comparison of anaerobic treatment of leachates from an urban-solid-waste landfill at ambient temperature and at 35 C. *Bioresource Technology*, 58(3), 273–277.
- Garcia, J.-L., Patel, B. K. C., and Ollivier, B. (2000). Taxonomic, phylogenetic, and ecological diversity of methanogenic Archaea. *Anaerobe*, 6(4), 205–226.
- Gelegenis, J., Georgakakis, D., Angelidaki, I., Christopoulou, N., and Goumenaki, M. (2007). Optimization of biogas production from olive-oil mill wastewater, by codigesting with diluted poultry-manure. *Applied Energy*, 84(6), 646–663.
- Gerassimidou, S., Evangelou, A., and Komilis, D. (2013). Aerobic biological pretreatment of municipal solid waste with a high content of putrescibles: Effect on landfill emissions. *Waste Management and Research*, 31(8), 783–791.
- van GERWEN, S. J. C., and Zwietering, M. H. (1998). Growth and inactivation models to be used in quantitative risk assessments. *Journal of Food Protection*, 61(11), 1541–1549.
- Ghaly, A. E., and Ben-Hassan, R. M. (1989). Continuous production of biogas from dairy manure using an innovative no-mix reactor. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 20(1), 541–559.
- Gibson, A. M., Bratchell, N., and Roberts, T. A. (1988). Predicting microbial growth: growth responses of salmonellae in a laboratory medium as affected by pH, sodium chloride and storage temperature. *International journal of food microbiology*, 6(2), 155–178.
- De Gioannis, G., Muntoni, A., Cappai, G., and Milia, S. (2009). Landfill gas generation after mechanical biological treatment of municipal solid waste. Estimation of gas generation rate constants. *Waste Management*, 29(3), 1026–1034.
- Gonçalves, M. R., Freitas, P., and Marques, I. P. (2012). Bioenergy recovery from olive mill effluent in a hybrid reactor. *biomass and bioenergy*, 39, 253–260.
- González-González, A., and Cuadros, F. (2015). Effect of aerobic pretreatment on anaerobic digestion of olive mill wastewater (OMWW): An ecoefficient treatment. *Food and Bioproducts Processing*, 95, 339–345.
- Govahi, S., Karimi-Jashni, A., and Derakhshan, M. (2012). Treatability of landfill leachate by combined upflow anaerobic sludge blanket reactor and aerated lagoon. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 9(1), 145–151.

- Gülşen, H., and Turan, M. (2002). Anaerobik akışkan yataklı reaktörde katı atık depolama alanı sızıntı sularının arıtılabilirliği, 8. *Endüstriyel Kirlenme Kontrolü Sempozyumu, İstanbul*.
- Gunay, A., and Karadag, D. (2015). Recent developments in the anaerobic digestion of olive mill effluents. *Process Biochemistry*, 50(11), 1893–1903.
- Gunay, A., Karadag, D., Tosun, I., and Ozturk, M. (2008a). Combining anerobic degradation and chemical precipitation for the treatment of high strength, strong nitrogenous landfill leachate. *Clean - Soil, Air, Water*, 36(10–11), 887–892.
- Gunay, A., Karadag, D., Tosun, I., and Ozturk, M. (2008b). Combining anerobic degradation and chemical precipitation for the treatment of high strength, strong nitrogenous landfill leachate. *Clean - Soil, Air, Water*, 36(10–11), 887–892.
- Guo, J.-S., Abbas, A. A., Chen, Y.-P., Liu, Z.-P., Fang, F., and Chen, P. (2010). Treatment of landfill leachate using a combined stripping, Fenton, SBR, and coagulation process. *Journal of Hazardous Materials*, 178(1–3), 699–705.
- Guštin, S., and Marinšek-Logar, R. (2011). Effect of pH, temperature and air flow rate on the continuous ammonia stripping of the anaerobic digestion effluent. *Process Safety and Environmental Protection*, 89(1), 61–66.
- GUYOT, J.-P. (1990). Etude de quelques interactions microbiennes lors de la digestion anaérobie de la matière organique par des cultures mixtes définies ou naturelles. UNIVERSITE DE PROVENCE AIX-MARSEILLE 1.
- Hakkou, R. (2001). La décharge publique de Marrakech: caractérisation des lixiviats, étude de leur impact sur les ressources en eau et essais de leur traitement.
- Hallam, S. J., Girguis, P. R., Preston, C. M., Richardson, P. M., and DeLong, E. F. (2003). Identification of methyl coenzyme M reductase A (mcrA) genes associated with methane-oxidizing archaea. *Applied and environmental microbiology*, 69(9), 5483–5491.
- Hamdi, M. (1991). Effects of agitation and pretreatment on the batch anaerobic digestion of olive mil. *Bioresource technology*, 36(2), 173–178.
- Hamdi, M. (1992). Toxicity and biodegradability of olive mill wastewaters in batch anaerobic digestion. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 37(2), 155–163.
- Hamdi, M. (1993). Thermoacidic precipitation of darkly coloured polyphenols of olive mill wastewaters. *Environmental Technology*, 14(5), 495–500.
- Han, M. J., Behera, S. K., and Park, H.-S. (2012). Anaerobic co-digestion of food waste leachate and pigery wastewater for methane production: statistical optimization of key process parameters. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 87(11), 1541–1550.
- Han, S., Kim, S., and Shin, H. (2005). UASB treatment of wastewater with VFA and alcohol generated during hydrogen fermentation of food waste. *Process Biochemistry*, 40(8), 2897–2905.
- Harmsen, J. (1983). Identification of organic compounds in leachate from a waste tip. *Water Research*, 17(6), 699–705.
- Hattori, S., Kamagata, Y., Hanada, S., and Shoun, H. (2000). Thermacetogenium phaeum gen. nov., sp. nov., a strictly anaerobic, thermophilic, syntrophic acetate-oxidizing bacterium. *International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology*, 50(4), 1601–1609.
- He, P. J., Qu, X., Shao, L. M., Li, G. J., and Lee, D. J. (2007). Leachate pretreatment for enhancing organic matter conversion in landfill bioreactor. *Journal of Hazardous Materials*, 142(1–2), 288–296.
- Heavey, M. (2003). Low-cost treatment of landfill leachate using peat. *Waste Management*, 23(5), 447–454.
- Henze, M., van Loosdrecht, M. C. M., Ekama, G. A., and Brdjanovic, D. (2008). *Biological wastewater treatment*. IWA publishing.

- Hey, T., Sandström, D., Ibrahim, V., and Jönsson, K. (2013). Evaluating 5 and 8 pH-point titrations for measuring VFA in full-scale primary sludge hydrolysate. *Water Sa*, 39(1), 17–22.
- Hills, D. J. (1979). Effects of carbon: nitrogen ratio on anaerobic digestion of dairy manure. *Agricultural wastes*, 1(4), 267–278.
- Ho, C. C., and Tan, Y. K. (1985). Anaerobic treatment of palm oil mill effluent by tank digesters. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 35(2), 155–164.
- Hoilijoki, T. H., Kettunen, R. H., and Rintala, J. A. (2000). Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature. *Water Research*, 34(5), 1435–1446.
- Ibrahim, V., Hey, T., and Jönsson, K. (2014). Determining short chain fatty acids in sewage sludge hydrolysate: A comparison of three analytical methods and investigation of sample storage effects. *Journal of Environmental Sciences*, 26(4), 926–933.
- Imachi, H., Sekiguchi, Y., Kamagata, Y., Hanada, S., Ohashi, A., and Harada, H. (2002). *Pelotomaculum thermopropionicum* gen. nov., sp. nov., an anaerobic, thermophilic, syntrophic propionate-oxidizing bacterium. *International journal of systematic and evolutionary microbiology*, 52(5), 1729–1735.
- Imen, S., Ismail, T., Sami, S., Fathi, A., Khaled, M., Ahmed, G., and Latifa, B. (2009). Characterization and anaerobic batch reactor treatment of Jebel Chakir Landfill leachate. *Desalination*, 246(1–3), 417–424.
- Inanç B, Çalh B, S. A. (2000). Characterisation and anaerobic treatment of the sanitary landfill leachate in Istanbul. *Water Sci Technol*, 41(3), 223–30.
- Inanc, B., Calli, B., and Saatci, A. (2000). Characterization and anaerobic treatment of the sanitary landfill leachate in Istanbul. *Water Science and Technology*, 41(3), 223–230.
- Iqbal Syaichurrozi, B., and Sumardiono, S. (2014). Kinetic Model of Biogas Yield Production from Vinasse at Various Initial pH: Comparison between Modified Gompertz Model and First Order Kinetic Model. *Research Journal of Applied Sciences, Engineering and Technology*, 7(13), 2798–2805.
- Isa, Z., Grusenmeyer, S., and Verstraete, W. (1986). Sulfate reduction relative to methane production in high-rate anaerobic digestion: technical aspects. *Applied and Environmental Microbiology*, 51(3), 572–579.
- Iyagba, E. T., Mangibo, I. A., and Mohammad, Y. S. (2009). The study of cow dung as co-substrate with rice husk in biogas production. *Scientific Research and Essays*, 4(9), 861–866.
- J.R., R. H. D. & G. (1993). A review of landfill leachate composition the UK. *Proceedings Sardinia Fourth International Landfill Symposium*, Cagliari, Italy, 821–832.
- Jarrell, K. F., Saulnier, M., and Ley, A. (1987). Inhibition of methanogenesis in pure cultures by ammonia, fatty acids, and heavy metals, and protection against heavy metal toxicity by sewage sludge. *Canadian journal of microbiology*, 33(6), 551–554.
- Jiang, S., Shi, T., Long, H., Xi, S., Hao, H., Cheng, S., and Tang, Z. (2015). Fabrication of 3D carbon structures based on C-MEMS technique (invited speaker). *China Semiconductor Technology International Conference 2015, CSTIC 2015*.
- Jingura, R. M., and Matengaifa, R. (2009). Optimization of biogas production by anaerobic digestion for sustainable energy development in Zimbabwe. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(5), 1116–1120.
- JIROU, Y., BELATTAR, M., HARROUNI, M. C., FATMI, M., and DAOUD, S. (2014). Traitement des lixiviats de la décharge contrôlée du Grand Agadir par aération intensive. *Revue Marocaine des Sciences Agronomiques et Vétérinaires*, 2(2).
- Kafle, G. K., Kim, S. H., and Sung, K. I. (2012). Batch anaerobic co-digestion of Kimchi factory waste silage and swine manure under mesophilic conditions. *Bioresource technology*, 124, 489–494.

- Kalloum, S., Khelafi, M., Djaafri, M., Tahri, A., and Touzi, A. (2007). Etude de l'influence du pH sur la production du biogaz à partir des déchets ménagers. *Revue des Energies Renouvelables*, 10(4), 539–543.
- Kalmykova, Y., Moona, N., Strömvall, A.-M., and Björklund, K. (2014). Sorption and degradation of petroleum hydrocarbons, polycyclic aromatic hydrocarbons, alkylphenols, bisphenol A and phthalates in landfill leachate using sand, activated carbon and peat filters. *Water research*, 56, 246–257.
- Kang, Y. W., and Hwang, K.-Y. (2000). Effects of reaction conditions on the oxidation efficiency in the Fenton process. *Water research*, 34(10), 2786–2790.
- Karakashev, D., Batstone, D. J., Trably, E., and Angelidaki, I. (2006). Acetate oxidation is the dominant methanogenic pathway from acetate in the absence of Methanosaetaceae. *Applied and environmental microbiology*, 72(7), 5138–5141.
- Kargi, F., and Pamukoglu, M. Y. (2003). Simultaneous adsorption and biological treatment of pre-treated landfill leachate by fed-batch operation. *Process Biochemistry*, 38(10), 1413–1420.
- Kargi, F., and Pamukoglu, M. Y. (2004). Adsorbent supplemented biological treatment of pre-treated landfill leachate by fed-batch operation. *Bioresource technology*, 94(3), 285–291.
- Kashyap, D. R., Dadhich, K. S., and Sharma, S. K. (2003). Biomethanation under psychrophilic conditions: a review. *Bioresource technology*, 87(2), 147–153.
- Kayhanian, M. (1994). Performance of a high-solids anaerobic digestion process under various ammonia concentrations. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 59(4), 349–352.
- Kayhanian, M. (1999). Ammonia inhibition in high-solids biogasification: an overview and practical solutions. *Environmental Technology*, 20(4), 355–365.
- Kennedy, K. J., and Lentz, E. M. (2000). Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Water Research*, 34(14), 3640–3656.
- Kettunen, R. H., Hoilijoki, T. H., and Rintala, J. A. (1996). Anaerobic and sequential anaerobic-aerobic treatments of municipal landfill leachate at low temperatures. *Bioresource Technology*, 58(1), 31–40.
- Kettunen, R. H., and Rintala, J. A. (1998). Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature. *Water Research*, 32(3), 537–546.
- Khalil, F., Bouaouine, O., Chtioui, H., Souabi, S., Aboulhassan, M. A., and Ouammou, A. (2015). Traitement des lixiviats de décharge par coagulation-floculation (Treatment of Landfill Leachate by coagulation-floculation). *J. Mater. Environ. Sci.*, 6, 1337–1342.
- Kheradmand, S., Karimi-Jashni, A., and Sartaj, M. (2010). Treatment of municipal landfill leachate using a combined anaerobic digester and activated sludge system. *Waste Management*, 30(6), 1025–1031.
- Khoufi, S., Aloui, F., and Sayadi, S. (2006). Treatment of olive oil mill wastewater by combined process electro-Fenton reaction and anaerobic digestion. *Water Research*, 40(10), 2007–2016.
- Kim, I. S., Kim, D. H., and Hyun, S. H. (2000). Effect of particle size and sodium ion concentration on anaerobic thermophilic food waste digestion. *Water Science and Technology*, 41(3), 67–73.
- Kim, J. K., Oh, B. R., Chun, Y. N., and Kim, S. W. (2006). Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste. *Journal of Bioscience and bioengineering*, 102(4), 328–332.
- Kim, Y., and HUH, I.-R. (1997). Enhancing biological treatability of landfill leachate by chemical oxidation. *Environmental Engineering Science*, 14(1), 73–79.
- Kjeldsen, P., Barlaz, M. A., Rooker, A. P., Baun, A., Ledin, A., and Christensen, T. H. (2002). Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. *Critical reviews in*

- environmental science and technology*, 32(4), 297–336.
- Knittel, K., Lösekann, T., Boetius, A., Kort, R., and Amann, R. (2005). Diversity and distribution of methanotrophic archaea at cold seeps. *Applied and environmental microbiology*, 71(1), 467–479.
- Koster, I. W., and Cramer, A. (1987). Inhibition of methanogenesis from acetate in granular sludge by long-chain fatty acids. *Applied and environmental microbiology*, 53(2), 403–409.
- Koster, I. W., and Lettinga, G. (1984). The influence of ammonium-nitrogen on the specific activity of pelletized methanogenic sludge. *Agricultural Wastes*, 9(3), 205–216.
- Kothari, R., Pandey, A. K., Kumar, S., Tyagi, V. V., and Tyagi, S. K. (2014). Different aspects of dry anaerobic digestion for bio-energy: An overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, 174–195.
- Kroeker, E. J., Schulte, D. D., Sparling, A. B., and Lapp, H. M. (1979). Anaerobic treatment process stability. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 718–727.
- Kurniawan, T. A., Lo, W., and Chan, G. Y. (2006). Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate. *Journal of Hazardous Materials*, 129(1–3), 80–100.
- Labanowski, J. (2004). Matière organique naturelle et anthropique: vers une meilleure compréhension de sa réactivité et de sa caractérisation (Doctoral dissertation, Limoges).
- Labanowski, J. (2012). Sediment Interstitial Waters and Diagenesis. *Marine Geochemistry*, PhD Thesis, Limoges, 290–320.
- Labbe, H. (1996). Essai de caractérisation et de valorisation d'un lixiviat d'ordures ménagères. Thèse INP Toulouse-France.
- Lacour, J. (2012). Valorisation de résidus agricoles et autres déchets organiques par digestion anaérobie en Haïti. *L'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon (France)*.
- Lagier, T. (2000). Etude des macromolécules de lixiviat: caractérisation et comportement vis-à-vis des métaux. PhD Thesis, Poitiers.
- Lahav, O., and Morgan, B. E. (2004). Titration methodologies for monitoring of anaerobic digestion in developing countries—a review. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 79(12), 1331–1341.
- Lahav, O., Morgan, B. E., and Loewenthal, R. E. (2002). Rapid, simple, and accurate method for measurement of VFA and carbonate alkalinity in anaerobic reactors. *Environmental science & technology*, 36(12), 2736–2741.
- Lay, J.-J., Li, Y.-Y., and Noike, T. (1996). Effect of Moisture Content and Chemical Nature on Methane Fermentation Characteristics of Municipal Solid Wastes. *Doboku Gakkai Ronbunshu*, (552), 101–108.
- Lee, S., Yoon, Y.-S., Kang, J.-G., Kim, K.-H., and Shin, S. K. (2016). Anaerobic Co-Digestion Characteristics of Food Waste Leachate and Sewage Sludge. *Journal of the Korea Organic Resource Recycling Association*, 24(1), 21–29.
- Lei, X., Sugiura, N., Feng, C., and Maekawa, T. (2007). Pretreatment of anaerobic digestion effluent with ammonia stripping and biogas purification. *Journal of hazardous materials*, 145(3), 391–397.
- Lelia Croitoru and Maria Sarraf. (2017). *Le Coût de la Dégradation de l'Environnement au Maroc - Recherche Google*. (de l'eau et de l'environnement Ministère de l'énergie, des mines, ed.), maroc.
- Lema, J. M., Méndez, R., Iza, J., Garcia, P., and Fernández-Polanco, F. (1991). Chemical reactor engineering concepts in design and operation of anaerobic treatment processes. *Water Science and Technology*, 24(8), 79–86.
- Lettinga, G. (1995). Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van leeuwenhoek*,

67(1), 3–28.

- Levy, J. d, and Cabeças, A. (2006). Resíduos sólidos urbanos—princípios e processos. *Lisboa (Portugal), AEPSA*.
- Li, J., Luan, Z., Yu, L., and Ji, Z. (2011). Organics, sulfates and ammonia removal from acrylic fiber manufacturing wastewater using a combined Fenton-UASB (2 phase)-SBR system. *Bioresource Technology*, 102(22), 10319–10326.
- Li, W., Zhou, Q., and Hua, T. (2010). Removal of organic matter from landfill leachate by advanced oxidation processes: a review. *International Journal of Chemical Engineering*, 2010.
- Li, X. Z., and Zhao, Q. L. (2001). Efficiency of biological treatment affected by high strength of ammonium-nitrogen in leachate and chemical precipitation of ammonium-nitrogen as pretreatment. *Chemosphere*, 44(1), 37–43.
- Li, X. Z., Zhao, Q. L., and Hao, X. D. (1999). Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Waste management*, 19(6), 409–415.
- Lim, Y. N., Shaaban, M. G., and Yin, C. Y. (2009). Treatment of landfill leachate using palm shell-activated carbon column: Axial dispersion modeling and treatment profile. *Chemical Engineering Journal*, 146(1), 86–89.
- Lin, C.-Y., Chang, F.-Y., and Chang, C.-H. (2000). Co-digestion of leachate with septage using a UASB reactor. *Bioresource Technology*, 73(2), 175–178.
- Liu, G., and Dong, R. (2007). Research progress in anaerobic digestion of high moisture. *Agricultural Engineering International: CIGR Journal.*, IX(13), 1–10.
- Liu, J., Hu, J., Zhong, J., Luo, J., Zhao, A., Liu, F., Hong, R., Qian, G., and Xu, Z. P. (2011). The effect of calcium on the treatment of fresh leachate in an expanded granular sludge bed bioreactor. *Bioresource Technology*, 102(9), 5466–5472.
- Liu, J., Luo, J., Zhou, J., Liu, Q., Qian, G., and Xu, Z. P. (2012). Inhibitory effect of high-strength ammonia nitrogen on bio-treatment of landfill leachate using EGSB reactor under mesophilic and atmospheric conditions. *Bioresource Technology*, 113, 239–243.
- Liu, J., Zhong, J., Wang, Y., Liu, Q., Qian, G., Zhong, L., Guo, R., Zhang, P., and Xu, Z. P. (2010). Effective bio-treatment of fresh leachate from pretreated municipal solid waste in an expanded granular sludge bed bioreactor. *Bioresource Technology*, 101(5), 1447–1452.
- Liu, M., Yang, Q., Peng, Y., Liu, T., Xiao, H., and Wang, S. (2015). Treatment performance and N₂O emission in the UASB-A/O shortcut biological nitrogen removal system for landfill leachate at different salinity. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 32, 63–71.
- Liu, T., and Sung, S. (2002). Ammonia inhibition on thermophilic aceticlastic methanogens. *Water Science and Technology*, 45(10), 113–120.
- Lo, H. M., Kurniawan, T. A., Sillanpää, M. E. T., Pai, T. Y., Chiang, C. F., Chao, K. P., Liu, M. H., Chuang, S. H., Banks, C. J., and Wang, S. C. (2010). Modeling biogas production from organic fraction of MSW co-digested with MSWI ashes in anaerobic bioreactors. *Bioresource Technology*, 101(16), 6329–6335.
- Loizidou, M., Vithoukas, N., and Kapetanios, E. (1992). Physical chemical treatment of leachate from landfill. *Journal of Environmental Science & Health Part A*, 27(4), 1059–1073.
- Lopez, A., Pagano, M., Volpe, A., and Di Pinto, A. C. (2004). Fenton's pre-treatment of mature landfill leachate. *Chemosphere*, 54(7), 1005–1010.
- Loukidou, M. X., and Zouboulis, A. I. (2001). Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment. *Environmental pollution*, 111(2), 273–281.
- Lu, J., and Ahring, B. K. er. (2006). Optimization of anaerobic digestion of sewage sludge using thermophilic anaerobic pre-treatment. BioCentrum-DTU.

- Lu, T., George, B., Zhao, H., and Liu, W. (2016). A case study of coupling upflow anaerobic sludge blanket (UASB) and ANITA™ Mox process to treat high-strength landfill leachate. *Water Science and Technology*, 73(3), 662–668.
- Luo, J., Qian, G., Liu, J., and Xu, Z. P. (2015). Anaerobic methanogenesis of fresh leachate from municipal solid waste: A brief review on current progress. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 49, 21–28.
- Lyberatos, G., and Skiadas, I. V. (1999). Modelling of anaerobic digestion—a review. *Global Nest Int J*, 1(2), 63–76.
- Ma, Y., Yin, Y., and Liu, Y. (2017). New insights into co-digestion of activated sludge and food waste: Biogas versus biofertilizer. *Bioresource Technology*, Elsevier, 241, 448–453.
- Maehlum, T. (1995). Treatment of landfill leachate in on-site lagoons and constructed wetlands. *Water Science and Technology*, 32(3), 129–135.
- Magbanua, B. S., Adams, T. T., and Johnston, P. (2001). Anaerobic codigestion of hog and poultry waste. *Bioresource Technology*, 76(2), 165–168.
- Mahendra, B. G., and Patil, S. (2008). Anaerobic digestion of domestic wastewater. *international Journal of research in engineering and technology*, 283–287.
- Mali Sandip, T., Khare Kanchan, C., and Biradar Ashok, H. (2012). Enhancement of methane production and bio-stabilisation of municipal solid waste in anaerobic bioreactor landfill. *Bioresource Technology*, 110, 10–17.
- Malthus, T. (1798). *An Essay on the Principle of Population, as it affects the future improvement of society; or, a view of its past and present effects on human happiness; with an enquiry into our prospects respecting the future removal or mitigation of the evils which it.* St. Paul's Church-yard, London.
- Mao, C., Feng, Y., Wang, X., and Ren, G. (2015). Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 45, 540–555.
- Marañón, E., Castrillón, L., Fernández, Y., and Fernández, E. (2006). Anaerobic treatment of sludge from a nitrification–denitrification landfill leachate plant. *Waste Management*, 26(8), 869–874.
- Marques, I. P. (2001). Anaerobic digestion treatment of olive mill wastewater for effluent re-use in irrigation. *Desalination*, 137(1–3), 233–239.
- Martinez-Garcia, G., Johnson, A. C., Bachmann, R. T., Williams, C. J., Burgoyne, A., and Edyvean, R. G. J. (2009). Anaerobic treatment of olive mill wastewater and piggery effluents fermented with *Candida tropicalis*. *Journal of Hazardous Materials*, 164(2–3), 1398–1405.
- Marttinen, S. K., Kettunen, R. H., Sormunen, K. M., Soimasuo, R. M., and Rintala, J. A. (2002). Screening of physical–chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates. *Chemosphere*, 46(6), 851–858.
- Mata-Alvarez, J. (2002). *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes*. IWA publishing.
- Mata-Alvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M. S., Fonoll, X., Peces, M., and Astals, S. (2014). A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 36, 412–427.
- Mata-Alvarez, J., Mace, S., and Llabres, P. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource technology*, 74(1), 3–16.
- Mechichi, T., and Sayadi, S. (2005). Evaluating process imbalance of anaerobic digestion of olive mill wastewaters. *Process Biochemistry*, 40(1), 139–145.
- Michaelis, W., Seifert, R., Nauhaus, K., Treude, T., Thiel, V., Blumenberg, M., Knittel, K., Gieseke, A., Peterknecht, K., Pape, T., and others. (2002). Microbial reefs in the Black Sea fueled by anaerobic oxidation of methane. *Science*, 297(5583), 1013–1015.

- Minocha, V. K., and Rao, A. V. . P. (1988). Ammonia removal and recovery from urea fertilizer plant waste. *Environmental Technology Letters*, 9(7), 655–664.
- Mohammad-pajoo, E., Weichgrebe, D., and Cuff, G. (2017). Municipal landfill leachate characteristics and feasibility of retrofitting existing treatment systems with deammonification – A full scale survey. *Journal of Environmental Management*, 187, 354–364.
- Moletta, R. (1989). Contrôle et conduite des digesteurs anaérobies. *Revue des sciences de l'eau/Journal of Water Science*, 2(2), 265–293.
- Moletta, R. (2008). *La méthanisation*. Tec et Doc.
- Molinuevo-Salces, B., González-Fernández, C., Gómez, X., García-González, M. C., and Morán, A. (2012). Vegetable processing wastes addition to improve swine manure anaerobic digestion: evaluation in terms of methane yield and SEM characterization. *Applied energy*, 91(1), 36–42.
- Monje-Ramirez, I., and De Velasquez, M. T. O. (2004). Removal and transformation of recalcitrant organic matter from stabilized saline landfill leachates by coagulation–ozonation coupling processes. *Water research*, 38(9), 2359–2367.
- MOOSBRUGGER, R., WENTZEL, M., EKAMA, G., and MARAIS, G. (1993). Weak acid/bases and pH control in anaerobic systems — a review. *Water S.A.*, 19(1), 1–10.
- Morawe, B., Ramteke, D. S., and Vogelpohl, A. (1995). Activated carbon column performance studies of biologically treated landfill leachate. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 34(3), 299–303.
- Mosey, F. E. (1983). Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science and Technology*, 15(8–9), 209–232.
- Mukherjee, S. N., and Kumar, S. (2007). Leachate from market refuse and biomethanation study. *Environmental Monitoring and Assessment*, 135(1–3), 49–53.
- Murto, M., Björnsson, L., and Mattiasson, B. (2004). Impact of food industrial waste on anaerobic co-digestion of sewage sludge and pig manure. *Journal of environmental management*, 70(2), 101–107.
- Nauhaus, K., Boetius, A., Krüger, M., and Widdel, F. (2002). In vitro demonstration of anaerobic oxidation of methane coupled to sulphate reduction in sediment from a marine gas hydrate area. *Environmental microbiology*, 4(5), 296–305.
- Nayono, S. E., Winter, J., and Gallert, C. (2010). Anaerobic digestion of pressed off leachate from the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*, 30(10), 1828–1833.
- Nges, I. A., and Liu, J. (2010). Effects of solid retention time on anaerobic digestion of dewatered-sewage sludge in mesophilic and thermophilic conditions. *Renewable Energy*, 35(10), 2200–2206.
- Nielsen, H. B., Uellendahl, H., and Ahring, B. K. (2007). Regulation and optimization of the biogas process: Propionate as a key parameter. *Biomass and Bioenergy*, 31(11–12), 820–830.
- Nikiema, J., Figoli, A., Weissenbacher, N., Langergraber, G., Marrot, B., and Moulin, P. (2011). Wastewater treatment practices in Africa-Experiences from seven countries. *Ratio*, 658(2010).
- Nollet, L., Demeyer, D., and Verstraete, W. (1997). Effect of 2-bromoethanesulfonic acid and *Peptostreptococcus productus* ATCC 35244 addition on stimulation of reductive acetogenesis in the ruminal ecosystem by selective inhibition of methanogenesis. *Applied and environmental microbiology*, 63(1), 194–200.
- Nurisepehr, M., Jorfi, S., Kalantary, R. R., Akbari, H., Soltani, R. D. C., and Samaei, M. (2012). Sequencing treatment of landfill leachate using ammonia stripping, Fenton oxidation and biological treatment. *Waste Management & Research*, 30(9), 883–887.
- Nüsslein, B., Chin, K.-J., Eckert, W., and Conrad, R. (2001). Evidence for anaerobic syntrophic

- acetate oxidation during methane production in the profundal sediment of subtropical Lake Kinneret (Israel). *Environmental microbiology*, 3(7), 460–470.
- O-Thong, S., Boe, K., and Angelidaki, I. (2012). Thermophilic anaerobic co-digestion of oil palm empty fruit bunches with palm oil mill effluent for efficient biogas production. *Applied Energy*, Elsevier Ltd, 93, 648–654.
- Öman, C. B., and Junestedt, C. (2008). Chemical characterization of landfill leachates—400 parameters and compounds. *Waste management*, 28(10), 1876–1891.
- Orphan, V. J., House, C. H., Hinrichs, K.-U., McKeegan, K. D., and DeLong, E. F. (2001). Methane-consuming archaea revealed by directly coupled isotopic and phylogenetic analysis. *science*, 293(5529), 484–487.
- Orupold, K., Tenno, T., and Henrysson, T. (2000). Biological lagooning of phenols-containing oil shale ash heaps leachate. *Water Research*, 34(18), 4389–4396.
- Ossai, O. S. (2013). Comparative evaluation of qualitative and quantitative biogas production potential of oil palm fronds and co-digestion with cow dung. *J Energy Technol Policy*, 3, 25–33.
- Ozkaya, B., Demir, A., and Bilgili, M. S. (2007). Neural network prediction model for the methane fraction in biogas from field-scale landfill bioreactors. *Environmental Modelling & Software*, 22(6), 815–822.
- Ozturk, I., Altinbas, M., Koyuncu, I., Arikan, O., and Gomec-Yangin, C. (2003a). Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates. *Waste Management*, 23(5), 441–446.
- Ozturk, I., Altinbas, M., Koyuncu, I., Arikan, O., and Gomec-Yangin, C. (2003b). Advanced Physico-Chemical Treatment Experiences on Yound Municipal Landfill Leachates. *Waste Management*, 23, 441–446.
- Papadopoulos, A., Fatta, D., and Loizidou, M. (1998). Treatment of stabilized landfill leachate by physico-chemical and bio-oxidation processes. *Journal of Environmental Science & Health Part A*, 33(4), 651–670.
- Parawira, W., Murto, M., Zvauya, R., and Mattiasson, B. (2006). Comparative performance of a UASB reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate. *Renewable Energy*, 31(6), 893–903.
- Park, N. D., Thring, R. W., Garton, R. P., Rutherford, M. P., and Helle, S. S. (2011). Increased biogas production in a wastewater treatment plant by anaerobic co-digestion of fruit and vegetable waste and sewer sludge - A full scale study. *Water Science and Technology*, 64(9), 1851–1856.
- Pastor, L., Ruiz, L., Pascual, A., and Ruiz, B. (2013). Co-digestion of used oils and urban landfill leachates with sewage sludge and the effect on the biogas production. *Applied Energy*, 107, 438–445.
- Peng, Y., Zhang, S., Zeng, W., Zheng, S., Mino, T., and Satoh, H. (2008). Organic removal by denitrification and methanogenesis and nitrogen removal by nitrification from landfill leachate. *Water Research*, 42(4–5), 883–892.
- Percheron, G., Bernet, N., and Moletta, R. (1997). Start-up of anaerobic digestion of sulfate wastewater. *Bioresource Technology*, 61(1), 21–27.
- Pi, K. W., Li, Z., Wan, D. J., and Gao, L. X. (2009). Pretreatment of municipal landfill leachate by a combined process. *Process Safety and Environmental Protection*, 87(3), 191–196.
- Piatkiewicz, W., Biemacka, E., and Suchecka, T. (2001). A polish study: treating landfill leachate with membranes. *Filtration & separation*, 38(6), 22–26.
- Pohland, F. G. (1975). Accelerated Solid Waste Stabilization and Leachate Treatment by Leachate Recycle Through Sanitary Landfills. *Progress in Water Technology*, 7(3/4), 753–765.
- Polcaro, A. M., Mascia, M., Palmas, S., and Vacca, A. (2002). Electrochemical oxidation of p-

- hydroxybenzoic and protocatechuic acids at a dimensional stable anode (DSA) in the presence of NaCl. *Annali di chimica*, 92(10), 1015–1023.
- Pronost, R., and Matejka, G. (2000). Les lixiviats de décharges d'ordures ménagères: Production, caractérisation, traitement. *Environnement & technique*, (196), 25–29.
- Punal, A., Trevisan, M., Rozzi, A., and Lema, J. M. (2000). Influence of C: N ratio on the start-up of up-flow anaerobic filter reactors. *Water research*, 34(9), 2614–2619.
- Rajeshwari, K. V., Balakrishnan, M., Kansal, A., Lata, K., and Kishore, V. V. N. (2000). State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 4(2), 135–156.
- Rajeshwari, K. V., Lata, K., Pant, D. C., and Kishore, V. V. N. (2001). A novel process using enhanced acidification and a UASB reactor for biomethanation of vegetable market waste. *Waste management & research*, 19(4), 292–300.
- Raposo, F., Borja, R., Sanchez, E., Martín, M. A., and Martín, A. (2004). Performance and kinetic evaluation of the anaerobic digestion of two-phase olive mill effluents in reactors with suspended and immobilized biomass. *Water Research*, 38(8), 2017–2026.
- Reinhart, D. R., and Basel Al-Yousfi, A. (1996). The impact of leachate recirculation on municipal solid waste landfill operating characteristics. *Waste Management & Research*, 14(4), 337–346.
- Reinhart, D. R., and Townsend, T. G. (2018). Landfill Bioreactor Operation. *Landfill Bioreactor Design and Operation*, Routledge, 137–154.
- Renou, S., Givaudan, J. G., Poulain, S., Dirassouyan, F., and Moulin, P. (2008a). Landfill leachate treatment: Review and opportunity. *Journal of Hazardous Materials*, 150(3), 468–493.
- Renou, S., Givaudan, J. G., Poulain, S., Dirassouyan, F., and Moulin, P. (2008b). Landfill leachate treatment: Review and opportunity. *Journal of Hazardous Materials*, 150(3), 468–493.
- Renou, S., Poulain, S., Gagnaire, J., De Cadarache, Marrot, B., and Moulin, P. (2008c). Lixiviat de centre de stockage: Déchet généré par des déchets. *Eau, l'INDUSTRIE, les Nuisances*, 310(310), 37–43.
- Renou, S., Poulain, S., Givaudan, J. G., and Moulin, P. (2009). Amelioration of ultrafiltration process by lime treatment: Case of landfill leachate. *Desalination*, 249(1), 72–82.
- Riau, V., De la Rubia, M. Á., and Pérez, M. (2010). Temperature-phased anaerobic digestion (TPAD) to obtain class A biosolids: A semi-continuous study. *Bioresource technology*, 101(8), 2706–2712.
- Rivas, F. J., Beltrán, F., Gimeno, O., Acedo, B., and Carvalho, F. (2003). Stabilized leachates: ozone-activated carbon treatment and kinetics. *Water Research*, 37(20), 4823–4834.
- Robbins, J. E., Gerhardt, S. A., and Kappel, T. J. (1989). Effects of total ammonia on anaerobic digestion and an example of digester performance from cattle manure-protein mixtures. *Biological wastes*, 27(1), 1–14.
- Rodier, J., Bazin, C., and Broutin, J. P. (1996). *L'analyse de l'eau: eaux naturelles, eaux résiduaires et de mer: chimie, physico-chimie, microbiologie, biologie, interprétation des résultats*. Dunod.
- Rodriguez Iglesias, J., Castrillón Pelaez, L., Marañón Maison, E., and Sastre Andres, H. (2000). Biomethanization of municipal solid waste in a pilot plant. *Water Research*, 34(2), 447–454.
- Rodriguez, J., Castrillon, L., Maranon, E., Sastre, H., and Fernandez, E. (2004). Removal of non-biodegradable organic matter from landfill leachates by adsorption. *Water Research*, 38(14), 3297–3303.
- Romano, R. T., and Zhang, R. (2008). Co-digestion of onion juice and wastewater sludge using an anaerobic mixed biofilm reactor. *Bioresource technology*, 99(3), 631–637.
- Rouez, M. (2008). Dégradation anaérobie de déchets solides: caractérisation, facteurs d'influence et modélisations. INSA Lyon.

- Roy, F., Albagnac, G., and Samain, E. (1985). Influence of calcium addition on growth of highly purified syntrophic cultures degrading long-chain fatty acids. *Applied and environmental microbiology*, 49(3), 702–705.
- Rubia, M., Perez, M., Romero, L., and Sales, D. (2002). Anaerobic mesophilic and thermophilic municipal sludge digestion. *Chem, Biochem. Eng. Q.*, 16(3), 119–124.
- Sabbah, I., Yazbak, A., Haj, J., Saliba, A., and Basheer, S. (2005). Biomass selection for optimal anaerobic treatment of olive mill wastewater. *Environmental technology*, 26(1), 47–54.
- Sampaio, M. A., Gonçalves, M. R., and Marques, I. P. (2011). Anaerobic digestion challenge of raw olive mill wastewater. *Bioresource technology*, 102(23), 10810–10818.
- Di San Marzano, C.-M. A., Binot, R., Bol, T., Fripiat, J.-L., Hutschemakers, J., Melchior, J.-L., Perez, I., Naveau, H., and Nyns, E.-J. (1981). Volatile fatty acids, an important state parameter for the control of the reliability and the productivities of methane anaerobic digestions. *Biomass*, 1(1), 47–59.
- Sanphoti, N., Towprayoon, S., Chaiprasert, P., and Nopharatana, A. (2006). The effects of leachate recirculation with supplemental water addition on methane production and waste decomposition in a simulated tropical landfill. *Journal of Environmental Management*, 81(1), 27–35.
- Schink, B. (1997). Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation. *Microbiology and molecular biology reviews*, 61(2), 262–280.
- Schmidt, J. E., and Ahring, Birgi. K. (1993). Effects of hydrogen and formate on the degradation of propionate and butyrate in thermophilic granules from an upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Applied and environmental microbiology*, 59(8), 2546–2551.
- Shin, H. S., Han, S. K., Song, Y. C., and Lee, C. Y. (2001). Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste. *Water research*, 35(14), 3441–3447.
- Shin, J., Kim, Y. B., Jeon, J. H., Choi, S., Park, I. K., and Kim, Y. M. (2017a). Biomethanation of Sewage Sludge with Food Waste Leachate Via Co-Digestion. *Journal of microbiology and biotechnology*, 27(8), 1513–1518.
- Shin, J., Kim, Y., Jeon, J., Choi, S., ... I. P.-J. of microbiology, and 2017, U. (2017b). Biomethanation of Sewage Sludge with Food Waste Leachate Via Co-Digestion. *papersearch.net*, 1513–1518.
- Shiskowski, D. M., and Mavinic, D. S. (1998). Biological treatment of a high ammonia leachate: Influence of external carbon during initial startup. *Water Research*, 32(8), 2533–2541.
- Sidik, U. H., Razali, F. Bin, Alwi, S. R. W., and Maigari, F. (2013). Biogas production through Co-digestion of palm oil mill effluent with cow manure. *Nigerian Journal of Basic and Applied Sciences*, 21(1), 79–84.
- Siebert, I., and Banks, C. (2005). The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochemistry*, 40(11), 3412–3418.
- Sievers, D. M., and Brune, D. E. (1978). Carbon/nitrogen ratio and anaerobic digestion of swine waste. *Trans. Asae*, 21(3), 537–541.
- Sil, A., and Kumar, S. (2017). Landfill Leachate Treatment. *Current Developments in Biotechnology and Bioengineering*, Elsevier, 391–406.
- Siles, J. A., Brekelmans, J., Martin, M. A., Chica, A. F., and Martin, A. (2010). Impact of ammonia and sulphate concentration on thermophilic anaerobic digestion. *Bioresource technology*, 101(23), 9040–9048.
- Silva, A. C., Dezotti, M., and Sant'Anna, G. L. (2004). Treatment and detoxification of a sanitary landfill leachate. *Chemosphere*, 55(2), 207–214.
- Silva, W. D., Millar, J. G., Hanks, L. M., and Bento, J. M. S. (2016). 10-methyl dodecanal, a novel attractant pheromone produced by males of the south American cerambycid beetle eburodacrys

- vittata. *PLoS ONE*, CRC Press, 11(8), 224.
- Skouteris, G., Hermosilla, D., López, P., Negro, C., and Blanco, Á. (2012). Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: a review. *Chemical Engineering Journal*, 198, 138–148.
- Smith, A. L., Stadler, L. B., Love, N. G., Skerlos, S. J., and Raskin, L. (2012). Perspectives on anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater: a critical review. *Bioresource technology*, 122, 149–159.
- Smith, P. H., and Mah, R. A. (1966). Kinetics of acetate metabolism during sludge digestion. *Applied microbiology*, 14(3), 368–371.
- Song, Z., Williams, C. J., and Edyvean, R. G. J. (2001). Coagulation and anaerobic digestion of tannery wastewater. *Process Safety and Environmental Protection*, 79(1), 23–28.
- Sorlini, C., Andreoni, V., Ferrari, A., and Ranalli, G. (1986). The influence of some phenolic acids present in oil mill waters on microbic groups for the methanogenesis. *Proceedings of International Symposium on Olive by Products Valorization, Sevilla, Spain*, 81–88.
- Sosnowski, P., Wiczorek, A., and Ledakowicz, S. (2003). Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. *Advances in Environmental Research*, 7(3), 609–616.
- Sowers, K. R., and Ferry, J. G. (1985). Trace metal and vitamin requirements of *Methanococcus methylutens* grown with trimethylamine. *Archives of Microbiology*, 142(2), 148–151.
- Speece, R. E. (1996). Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*.
- Sponza, D. T., and Ağdağ, O. N. (2004). Impact of leachate recirculation and recirculation volume on stabilization of municipal solid wastes in simulated anaerobic bioreactors. *Process Biochemistry*, 39(12), 2157–2165.
- Sprott, G. D., and Patel, G. B. (1986). Ammonia toxicity in pure cultures of methanogenic bacteria. *Systematic and applied microbiology*, 7(2–3), 358–363.
- Stefanie, J. W. H. O. E., Visser, A., Pol, L. W. H., and Stams, A. J. M. (1994). Sulfate reduction in methanogenic bioreactors. *FEMS Microbiology Reviews*, 15(2–3), 119–136.
- Stroot, P. G., McMahon, K. D., Mackie, R. I., and Raskin, L. (2001). Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions—I. Digester performance. *Water research*, 35(7), 1804–1816.
- Suflita, J. M., Gerba, C. P., Ham, R. K., Palmisano, A. C., Rathje, W. L., and Robinson, J. A. (1992). The world's largest landfill. *Environmental science & technology*, 26(8), 1486–1495.
- Sun, H., Peng, Y., and Shi, X. (2015). Advanced treatment of landfill leachate using anaerobic–aerobic process: Organic removal by simultaneous denitrification and methanogenesis and nitrogen removal via nitrite. *Bioresource Technology*, 177, 337–345.
- Sung, S., and Liu, T. (2003). Ammonia inhibition on thermophilic anaerobic digestion. *Chemosphere*, 53(1), 43–52.
- Takashima, M., Shimada, K., and Speece, R. E. (2011). Minimum requirements for trace metals (iron, nickel, cobalt, and zinc) in thermophilic and mesophilic methane fermentation from glucose. *Water environment research*, 83(4), 339–346.
- Taricska, J. R., Long, D. A., Chen, J. P., Hung, Y.-T., and Zou, S.-W. (2009). Anaerobic digestion. *Biological treatment processes*, Springer, 589–634.
- Tatsi, A. A., Zouboulis, A. I., Matis, K. A., and Samaras, P. (2003). Coagulation–flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates. *Chemosphere*, 53(7), 737–744.
- Timur, H., and Öztürk, I. (1999). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. *Water Research*, 33(15), 3225–3230.

- Torkian, A., Eqbali, A., and Hashemian, S. J. (2003). The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent. *Resources, Conservation and Recycling*, 40(1), 1–11.
- Trzcinski, A. P., Ray, M. J., and Stuckey, D. C. (2010). Performance of a three-stage membrane bioprocess treating the organic fraction of municipal solid waste and evolution of its archaeal and bacterial ecology. *Bioresource technology*, 101(6), 1652–1661.
- Trzcinski, A. P., and Stuckey, D. C. (2010). Treatment of municipal solid waste leachate using a submerged anaerobic membrane bioreactor at mesophilic and psychrophilic temperatures: analysis of recalcitrants in the permeate using GC-MS. *water research*, 44(3), 671–680.
- Turan, M., Gulsen, H., and Çelik, M. S. (2005). Treatment of landfill leachate by a combined anaerobic fluidized bed and zeolite column system. *Journal of Environmental Engineering*, 131(5), 815–819.
- Turovskiy, I. S., and Mathai, P. K. (2006). *Wastewater sludge processing*. John Wiley & Sons.
- Valencia, R., Van der Zon, W., Woelders, van der H., Lubberding, H. J., and Gijzen, H. J. (2009). The effect of hydraulic conditions on waste stabilisation in bioreactor landfill simulators. *Bioresource technology*, 100(5), 1754–1761.
- Varank, G., Demir, A., Top, S., Sekman, E., Akkaya, E., Yetilmezsoy, K., and Bilgili, M. S. (2011). Migration behavior of landfill leachate contaminants through alternative composite liners. *Science of the Total Environment*, 409(17), 3183–3196.
- Vedrenne, F. (2007). Etude des processus de dégradation anaérobie et de production de méthane au cours du stockage des lisiers. Rennes, ENSA.
- Veeken, A. H. M., and Hamelers, B. V. M. (2000). Effect of substrate-seed mixing and leachate recirculation on solid state digestion of biowaste. *Water Science and Technology*, 41(3), 255.
- Verhulst, P.-F. (1838). Notice sur la loi que la population suit dans son accroissement. correspondance mathématique et physique publiée par a. *Quetelet*, 10, 113–121.
- Verma, S. (2002). Anaerobic digestion of biodegradable organics in municipal solid wastes. *Columbia University*.
- Wang, X., Lu, X., Li, F., and Yang, G. (2014). Effects of temperature and carbon-nitrogen (C/N) ratio on the performance of anaerobic co-digestion of dairy manure, chicken manure and rice straw: focusing on ammonia inhibition. *PLoS one*, 9(5), e97265.
- Wang, Y.-T., David Gabbard, H., and Pai, P.-C. (1991). Inhibition of acetate methanogenesis by phenols. *Journal of Environmental Engineering*, 117(4), 487–500.
- Wang, Y., Zhang, Y., Wang, J., and Meng, L. (2009). Effects of volatile fatty acid concentrations on methane yield and methanogenic bacteria. *Biomass Bioenergy*, 33(5), 848–853.
- Wang, Z., and Banks, C. J. (2006a). Report: Anaerobic digestion of a sulphate-rich high-strength landfill leachate: The effect of differential dosing with FeCl₃. *Waste Management and Research*, 24(3), 289–293.
- Wang, Z., and Banks, C. J. (2006b). Report: Anaerobic digestion of a sulphate-rich high-strength landfill leachate: The effect of differential dosing with FeCl₃. *Waste Management and Research*, 24(3), 289–293.
- Wang, Z., and Banks, C. J. (2007). Treatment of a high-strength sulphate-rich alkaline leachate using an anaerobic filter. *Waste Management*, 27(3), 359–366.
- Wang, Z., and Rothberg, L. J. (2006). Silver nanoparticle coverage dependence of surface-enhanced Raman scattering. *Applied Physics B*, 84(1–2), 289–293.
- Ward, A. J., Hobbs, P. J., Holliman, P. J., and Jones, D. L. (2008). Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource technology*, 99(17), 7928–7940.
- Warith, M. A., Zekry, W., and Gawri, N. (1999). Effect of leachate recirculation on municipal solid

- waste biodegradation. *Water Quality Research Journal*, 34(2), 267–280.
- Welander, U., Henrysson, T., and Welander, T. (1998). Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process. *Water Research*, 32(5), 1564–1570.
- Wens, P., Vercauteren, T., De Windt, W., and Verstraete, W. (2001). Factors inhibiting anaerobic degradation in a landfill. *8th International Waste Management and Landfill Symposium (Sardinia 2001)*, CISA Publishers, 13–20.
- Whiting, R. C., and Cygnarowicz-Provost, M. (1992). A quantitative model for bacterial growth and decline. *Food Microbiology*, 9(4), 269–277.
- Wiegant, W. M., and Zeeman, G. (1986). The mechanism of ammonia inhibition in the thermophilic digestion of livestock wastes. *Agricultural Wastes*, 16(4), 243–253.
- Wiszniewski, J., Surmacz-Górska, J., Robert, D., and Weber, J. V. (2007). The effect of landfill leachate composition on organics and nitrogen removal in an activated sludge system with bentonite additive. *Journal of Environmental Management*, 85(1), 59–68.
- Wittmann, C., Zeng, A.-P., and Deckwer, W.-D. (1995). Growth inhibition by ammonia and use of a pH-controlled feeding strategy for the effective cultivation of *Mycobacterium chlorophenicum*. *Applied microbiology and biotechnology*, 44(3–4), 519–525.
- Wu, X., Yao, W., Zhu, J., and Miller, C. (2010). Biogas and CH₄ productivity by co-digesting swine manure with three crop residues as an external carbon source. *Bioresource technology*, 101(11), 4042–4047.
- Xie, Z., Wang, Z., Wang, Q., Zhu, C., and Wu, Z. (2014). An anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for landfill leachate treatment: Performance and microbial community identification. *Bioresource technology*, 161, 29–39.
- Xu, Q., Tian, Y., Wang, S., and Ko, J. H. (2015). A comparative study of leachate quality and biogas generation in simulated anaerobic and hybrid bioreactors. *Waste Management*, 41, 94–100.
- Xu, Y.-D., Yue, D.-B., Zhu, Y., and Nie, Y.-F. (2006). Fractionation of dissolved organic matter in mature landfill leachate and its recycling by ultrafiltration and evaporation combined processes. *Chemosphere*, 64(6), 903–911.
- Yang, Z., and Zhou, S. (2008). The biological treatment of landfill leachate using a simultaneous aerobic and anaerobic (SAA) bio-reactor system. *Chemosphere*, 72(11), 1751–1756.
- Yangin, C., Yilmaz, S., Altinbas, M., and Ozturk, I. (2002). A new process for the combined treatment of municipal wastewaters and landfill leachates in coastal areas. *Water Science and Technology*, 46(8), 111–118.
- Ye, J., Mu, Y., Cheng, X., and Sun, D. (2011). Treatment of fresh leachate with high-strength organics and calcium from municipal solid waste incineration plant using UASB reactor. *Bioresource Technology*, Special Issue on Challenges in Environmental Science and Engineering, CESE-2010: Technological Advances in Waste Treatment for a Sustainable Future, 102(9), 5498–5503.
- Yen, H.-W., and Brune, D. E. (2007). Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane. *Bioresource technology*, 98(1), 130–134.
- Yenigün, O., and Demirel, B. (2013). Ammonia inhibition in anaerobic digestion: a review. *Process Biochemistry*, 48(5), 901–911.
- Yilmaz, T., Erdirencelebi, D., and Berktaş, A. (2012). Effect of COD/SO ratio on anaerobic treatment of landfill leachate during the start-up period. *Environmental Technology*, 33(3), 313–320.
- Yoon, Y., Lee, S., Kim, K. H., Jeon, T., and Shin, S. (2017). Study of anaerobic co-digestion on wastewater treatment sludge and food waste leachate using BMP test. *Journal of Material Cycles and Waste Management*, 20(1), 1–10.
- Yuen, S. T. S., Styles, J. R., and McMahon, T. A. (1995). An active landfill management by leachate

- recirculation—a review and an outline of a full-scale project. *Proceedings Sardinia*, 1–17.
- Yusuf, M. O. L., Debora, A., Ogheneruona, D. E., and others. (2011). Ambient temperature kinetic assessment of biogas production from co-digestion of horse and cow dung. *Research in Agricultural Engineering*, 57(3), 97–104.
- Zaloum, R., and Abbott, M. (1997). Anaerobic pretreatment improves single sequencing batch reactor treatment of landfill leachates. *Water Science and Technology*, 35(1), 207–214.
- Zamora, M. C., and Zaritzky, N. E. (1985). Modeling of microbial growth in refrigerated packaged beef. *Journal of Food Science*, 50(4), 1003–1006.
- Zamora, R. M. R., Moreno, A. D., Velásquez, M. T. O., and Ramirez, I. M. (2000). Treatment of landfill leachates by comparing advanced oxidation and coagulation-flocculation processes coupled with activated carbon adsorption. *Water science and technology*, 41(1), 231–235.
- Zayen, A., Mnif, S., Aloui, F., Fki, F., Loukil, S., Bouaziz, M., and Sayadi, S. (2010). Anaerobic membrane bioreactor for the treatment of leachates from Jebel Chakir discharge in Tunisia. *Journal of Hazardous Materials*, 177(1–3), 918–923.
- Zeeman, G., Wiegant, W. M., Koster-Treffers, M. E., and Lettinga, G. (1985). The influence of the total-ammonia concentration on the thermophilic digestion of cow manure. *Agricultural Wastes*, 14(1), 19–35.
- Zenjari, B., Hafidi, M., El Hadrami, I., and Bailly, J. (1999). Aerobic treatment of olive oil wastewater with soil microorganisms.]. *Agrochimica*, 43(5), 277–285.
- ZHANG, H., and others. (2005). Methanogenesis acceleration of fresh landfilled waste by micro-aeration. *Journal of Environmental Sciences*, 17(3), 371–374.
- Zhang, L., and Jahng, D. (2010). Enhanced anaerobic digestion of piggery wastewater by ammonia stripping: effects of alkali types. *Journal of Hazardous Materials*, 182(1), 536–543.
- Zhang, L., Lee, Y.-W., and Jahng, D. (2011). Anaerobic co-digestion of food waste and piggery wastewater: focusing on the role of trace elements. *Bioresource technology*, 102(8), 5048–5059.
- Zhang, L., Lee, Y.-W., and Jahng, D. (2012a). Ammonia stripping for enhanced biomethanization of piggery wastewater. *Journal of hazardous materials*, 199, 36–42.
- Zhang, T., Liu, L., Song, Z., Ren, G., Feng, Y., Han, X., and Yang, G. (2013). Biogas production by co-digestion of goat manure with three crop residues. *PloS one*, 8(6), e66845.
- Zhang, Y., Banks, C. J., and Heaven, S. (2012b). Anaerobic digestion of two biodegradable municipal waste streams. *Journal of Environmental Management*, 104, 166–174.
- Zhou, G.-M., and Fang, H. H. (1998). Competition between methanogenesis and sulfidogenesis in anaerobic wastewater treatment. *Water science and technology*, 38(8–9), 317–324.
- Zhou, W., Imai, T., Ukita, M., Li, F., and Yuasa, A. (2007). Effect of loading rate on the granulation process and granular activity in a bench scale UASB reactor. *Bioresource technology*, 98(7), 1386–1392.
- Zhu, B., Gikas, P., Zhang, R., Lord, J., Jenkins, B., and Li, X. (2009). Characteristics and biogas production potential of municipal solid wastes pretreated with a rotary drum reactor. *Bioresource technology*, 100(3), 1122–1129.
- Zinder, S. H. (1993). Physiological ecology of methanogens. *Methanogenesis*, Springer, 128–206.
- Zouboulis, A. I., Chai, X.-L., and Katsoyiannis, I. A. (2004). The application of bioflocculant for the removal of humic acids from stabilized landfill leachates. *Journal of Environmental Management*, 70(1), 35–41.
- Zwietering, M. H., Jongenburger, I., Rombouts, F. M., and Van't Riet, K. (1990). Modeling of the bacterial growth curve. *Applied and environmental microbiology*, 56(6), 1875–1881.