



UNIVERSITE  
Abdelhamid Ibn Badis  
MOSTAGANEM

UNIVERSITE ABDELHAMID IBN BADIS MOSTAGANEM

FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE CHIMIE

N° D'ORDRE : D... /2012

# THESE

Présentée pour obtenir

LE DIPLOME DE DOCTORAT EN-SCIENCES

SPECIALITE: CHIMIE

Par

**KALLOUM Slimane**

**ETUDE DES PARAMETRES PHYSICO-CHIMIQUES DE LA  
DIGESTION ANAEROBIE DES DECHETS ORGANIQUES**

Soutenue le : 30/05/1971 devant le jury composé de :

<b>Président:</b>	M <sup>f</sup> A. GHOMARI	Professeur	U. Mostaganem
<b>Examineurs:</b>	M <sup>f</sup> N. BETTAHAR	Professeur	U.S.T.O.M.B
	M <sup>f</sup> H. ILIKTI	Professeur	U.S.T.O.M.B
	M <sup>f</sup> E. ELANDALOUSSI	Maître de conférences	U. Mostaganem
	M <sup>f</sup> A. AZIZ	Maître de conférences	U. Mostaganem
<b>Rapporteur:</b>	M <sup>f</sup> A. IDDOU	Maître de conférences	U.S.T.O.M.B

### **Introduction**

Au cours des deux dernières décennies, la question de la gestion des déchets est devenue de plus en plus complexe. L'activité humaine génère des déchets divers et variés de plus en plus importants : déchets industriels, déchets ménagés et eaux usées. Leur prolifération incessante et incontrôlée, en dehors des activités de recyclage rentable, s'est effectuée au détriment du milieu naturel avec finalement un impact négatif sur l'environnement et la santé humaine (Aboulam 2005). La prise de conscience progressive de cette situation s'est traduite par le développement d'une réglementation toujours plus pointilleuse et l'introduction de l'activité du traitement des déchets dans le secteur marchand, afin de limiter l'impact sur l'environnement.

La gestion des déchets est un sujet politique sensible qui fait ou défait les majorités, qui constitue une source majeure de dépenses publiques, qui représente un thème d'inquiétude pour la population et enfin, c'est un problème que les technologies sont parvenues à résoudre, mais dont une partie seulement des conséquences de leur usage est appréhendée (Lefebvre 2005). Il convient donc aujourd'hui de positionner le traitement des déchets au sein de l'activité humaine à sa juste place. Les grandes théories du système actuel focalisé uniquement sur les déchets, sont alors à considérer avec circonspection. Le traitement des déchets est aussi un problème d'éducation et de comportement des individus (Amir 2005).

Pour instaurer une politique et une gestion plus rationnelle des déchets, il est indispensable de disposer de données précises sur leur volume et leur composition. On entend par gestion des déchets, leur valorisation, ainsi que les opérations préliminaires d'enlèvement, d'acheminement, de stockage intermédiaire et de traitement. La plupart des déchets ne peuvent être éliminés au lieu même de leur apparition (Aboulam 2005) ; il faut donc les acheminer vers un lieu de traitement qui, étant délicat et coûteux, éveille beaucoup d'intérêt par rapport aux techniques permettant d'en diminuer la masse.

La problématique de la gestion des déchets solides en général et les déchets organiques en particulier s'insère dans un contexte plus global de développement durable et est soumise à des enjeux économiques, sociaux et environnementaux. Les filières d'élimination des déchets organiques sont de plus en plus réglementées. La mise en décharge (appelée aussi stockage) s'avère une technique peu valorisante et légalement interdite dans notre pays (JORADP N°77 2001). L'incinération est relativement souple (peu de stockage, peu d'intermédiaires, ) mais

## ***Introduction***

reste très coûteuse (transport, fonctionnement, entretien, élimination des mâchefers, traitements des fumées) (Ademe 1999). La troisième filière est la valorisation agricole (épandage ou compostage) ; elle est basée sur l'apport, aux sols cultivés, d'éléments fertilisants contenus dans les déchets organiques. Cependant, cette dernière est très controversée par l'opinion publique (Baudez 2001).

Le recyclage ou la valorisation agricole des déchets organiques après compostage contribue à une réintégration des éléments minéraux et organiques dans les sols, ce qui permet de se rapprocher des cycles naturels. Néanmoins, l'épandage des composts obtenus ne doit pas se faire sans s'être assuré de leur hygiénisation, de leur stabilisation et de leur maturation. De plus, le compost de déchets organiques doit être exempt de phytotoxiques, avec des teneurs en métaux lourds (Cu, Zn, Cd, Hg, Cr) et des teneurs en micropolluants organiques (phthalates, PCB, HAP) très faibles (Amir 2005). Cependant la valorisation agricole des déchets organiques, qui est le mode le plus ancien et le plus utilisé pour leur traitement, risque de ne plus réunir les exigences sanitaires et environnementales dictées par la législation (JORADP N°77 2001). L'avenir de ce débouché est sérieusement remis en question alors que le volume des déchets organique produits est amené à augmenter.

Parmi les autres solutions envisagées pour régler le problème des déchets, nous citons la digestion anaérobie ou la méthanisation des déchets organiques. La digestion anaérobie est un procédé de transformation de la matière organique sous l'action de bactéries, en absence d'oxygène. Elle permet de produire un gaz combustible qui est le biogaz composé essentiellement de méthane, tout en réduisant de moitié le taux de matières organiques (Moletta 2005). Le résidu final de la digestion (le digestat) est stable, désodorisé, débarrassé en majeure partie des germes pathogènes et peut être utilisé comme un fertilisant pour les sols agricoles.

La valorisation des déchets organiques par la digestion anaérobie permet de produire une énergie renouvelable (le biogaz), qui sera disponible, peu coûteuse et peu ou non polluante ; son exploitation permet de réduire les gaz à effet de serre. D'autre part cette production de biogaz est considérée comme une solution économique décentralisée et écologique pour le développement durable des zones isolées (Christian *et al.* 2001).

Dans cette thèse nous nous sommes intéressés à l'étude de certains paramètres physicochimiques qui peuvent influencer la digestion anaérobie, ce qui peut conduire à l'amélioration du rendement du processus.

## ***Introduction***

L'étude est subdivisée en deux grandes parties, une première qui rassemble la théorie reliée à notre travail et une deuxième qui est une synthèse des résultats pratiques obtenus.

Dans la partie théorique (première partie), nous avons présenté deux chapitres : dans le premier nous avons abordé la bibliographie liée aux déchets solides en général et leur cycle de vie en particulier. Ce chapitre comporte aussi la description des différentes méthodes de traitement et de valorisation des déchets organiques. Le second chapitre a été dédié à l'étude descriptive de la digestion anaérobie, en exposant les différentes étapes de la technique, les paramètres physico-chimiques, les types de bioréacteurs et la valorisation du biogaz.

Dans la partie pratique (deuxième partie), nous avons présenté les résultats obtenus au cours de l'application de la digestion anaérobie au traitement de la pollution organique contenue dans certains types de déchets (boue de station d'épuration, déchets ménagers et déchets d'abattoir) afin de produire du biogaz. Cette partie est divisée en cinq chapitres, qui constituent la suite des deux chapitres de la partie théorique :

- ✓ Le troisième rassemble les différents protocoles expérimentaux et matériels exploités dans cette étude;
- ✓ Le quatrième est consacré à l'étude de la valorisation de la boue de la lagune de la ville d'Adrar en système batch ;
- ✓ Le cinquième va dans le même sens que le quatrième chapitre mais en utilisant un autre substrat qui est les déchets ménagers ;
- ✓ Dans le sixième chapitre on propose l'étude de démarrage d'un réacteur en continu à l'échelle du laboratoire. Le substrat utilisé est la boue de la lagune de la ville d'Adrar. Dans ce même chapitre l'étude de la réalisation d'un digesteur enterré à l'échelle pilote traitant les déchets d'abattoir de la ville d'Adrar a été effectuée. Ce pilote est réalisé au sein de l'Unité de Recherche en Energie Renouvelable en Milieu Saharien (URERMS);
- ✓ Le septième et dernier chapitre est un clin d'oeil à la valorisation du digestat (d'un des digesteurs opérationnel) dans le domaine agricole.

En fin, une conclusion générale viendra clore ce travail, et qui sera une synthèse de toute la démarche adoptée pour l'aboutissement de cette thèse.

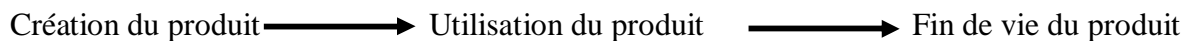
## I. Synthèse bibliographique sur les déchets solides

### I.1 Définition du déchet

Tout résidu d'un processus de production, de transformation ou d'utilisation, et plus généralement toute substance, ou produit et tout bien meuble dont le propriétaire ou le détenteur se défait, projette de se défaire, ou dont il a l'obligation de se défaire ou de l'éliminer (JORADP N°77 2001).

### I.2 Système déchets

La plupart des produits industriels sont issus de processus de plus en plus complexes. A l'origine, il y a toujours un prélèvement de matières, d'eau et d'air en parallèle à l'issue de chaque étape de la transformation ou à une émission de sous-produits, d'eau et d'air plus ou moins pollués. De plus, chaque étape est consommatrice d'énergie. Au stade de sa consommation, le produit industriel est à son tour consommateur d'eau, d'air, d'énergie et de pièces de rechange tout ça contribue également à différentes formes de l'impact environnemental. Enfin, au stade ultime de son utilisation, le produit devient à son tour un déchet dont il faudra assurer la gestion. Une vision globale se doit donc d'aborder les problèmes posés à tous les stades de ce que l'on appelle le cycle de vie (fig. 1) (Antonini 2004):



**Figure 1. Cycle de vie de déchet (Antonini 2004)**

Sur la figure 2, on observe que les déchets apparaissent à tous les stades du cycle de vie, avec des natures très variées et dont on peut les classer en cinq familles principales (Antonini 2004):

1. Déchets et sous-produits de la fabrication (A);
2. Déchets de la dépollution de l'eau et de l'air (B);
3. Déchets associés à la vie du produit (C);
4. Produit en fin de vie (D);
5. Déchets de traitement des déchets (E).

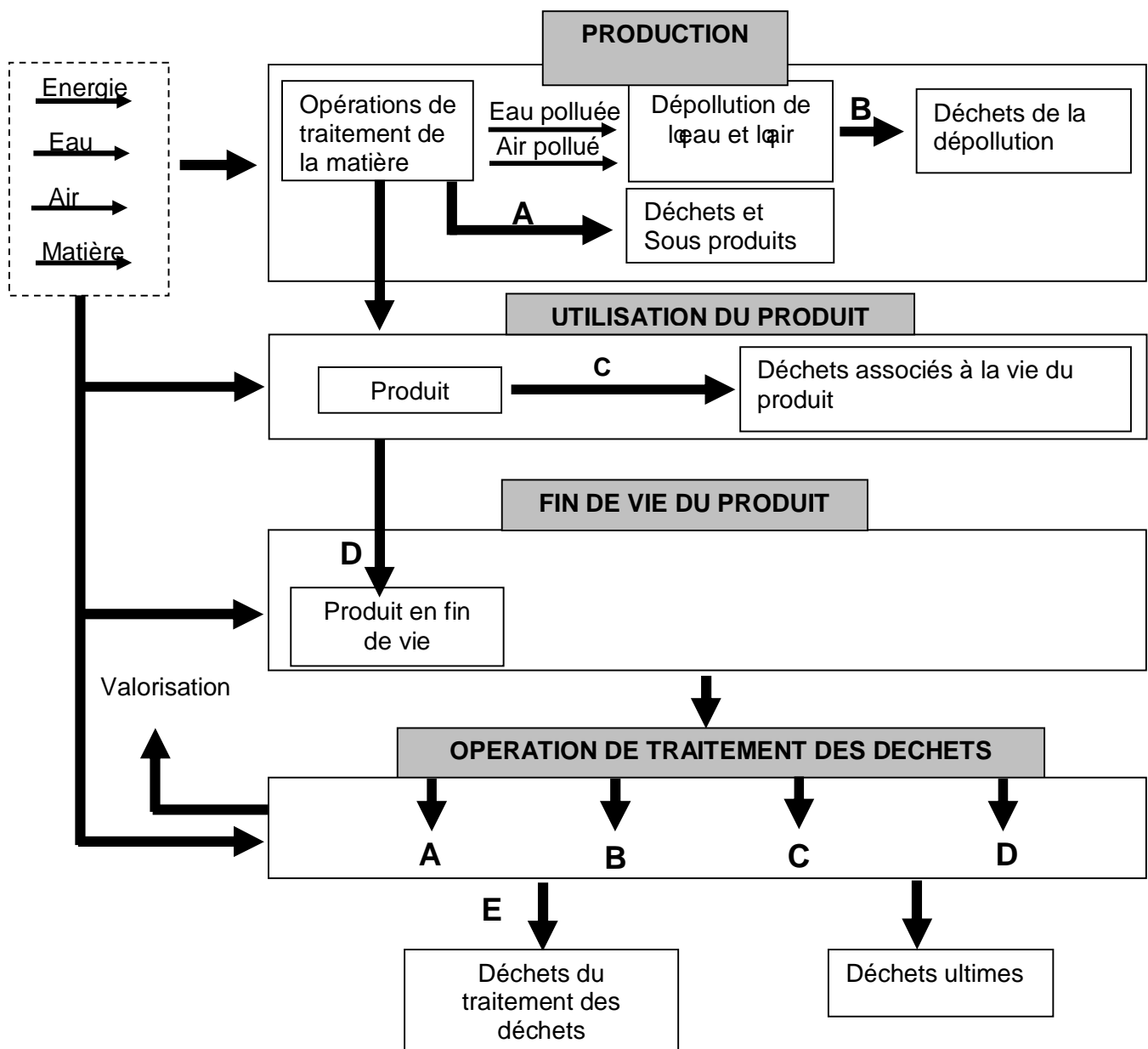


Figure 2. Processus de mission des déchets aux différents stades du cycle de vie d'un déchet (Antonini 2004)

### I.2.1 Déchets et sous-produits (A)

Dans cette catégorie, on trouve tous les déchets qui ont participé à l'élaboration des produits mais qui ne se retrouvent pas dans le produit final. Il s'agit des sous-produits de réactions chimiques, des résidus de certains traitements (peinture, traitements de surface...), des emballages plus ou moins souillés, des matières enlevées à l'issue d'opérations mécaniques (usinage, moulage, polissage...) et des loupés de fabrication. Généralement on

classe ces déchets en trois catégories : les déchets industriels spéciaux (DIS) ou dangereux, les déchets industriels banals (DIB) et les déchets inertes (DI).

### **I.2.2 Déchets de la dépollution de l'eau et de l'air (B)**

L'eau et l'air, abondamment utilisés dans les fabrications industrielles, sont le plus souvent pollués par différents réactifs, ce qui rend inacceptable leurs rejets, à cet état, dans le milieu naturel. Ces effluents font donc l'objet, avant rejet, de traitements qui génèrent à leur tour de nouvelles catégories de déchets : poussières collectées par les filtres, boues de traitements chimiques, physico-chimiques ou biologiques, cendres et mâchefers résultant du traitement thermique de certains effluents et sous-produits. On parle couramment, à ce sujet, de déchets de la dépollution ; Ces derniers demeurent actuellement parmi les déchets les plus préoccupants.

### **I.2.3 Déchets associés à la vie du produit (C)**

L'accroissement qualitatif et quantitatif de la consommation conduit à cette importante famille de déchets. L'automobile en est un exemple significatif : pneumatiques, batteries usagées, filtres à huile et à air, déchets de la réparation, automobile, huiles de vidange... C'est aussi le cas des déchets liés à la consommation alimentaire d'emballage (verre, plastique, carton, métal), des journaux et périodiques, des médicaments, des produits de nettoyage et de bricolage... Au sein de ces déchets, une catégorie retient de plus en plus l'attention : il s'agit des déchets toxiques en quantité dispersée (DTQD) issus des particuliers, des artisans et autres activités: imprimeries, garagistes, teinturiers, photographes..., des laboratoires médicaux et des établissements d'enseignement et de recherche. On peut également classer dans cette catégorie, les déchets produits par les hôpitaux, les cliniques, les dispensaires, les cliniques vétérinaires...

### **I.2.4 Produits en fin de vie (D)**

En fin de vie, par usure, accident ou obsolescence, certains produits deviennent des déchets. C'est le cas, par exemple, des véhicules hors d'usage (VHU), des produits de démolition, des bâtiments d'habitation et des sites industriels ou bien encore des produits électroménagers (réfrigérateurs, micro-ondes, téléviseurs...) et informatiques (ordinateurs).

### **I.2.5 Déchets du traitement des déchets (E)**

Tous les déchets que nous venons d'énumérer font l'objet d'opérations de traitement, qu'il s'agisse d'en assurer la valorisation sous différentes formes ou bien

encore de procéder à leur élimination, l'ensemble de ces opérations constitue les filières de traitement des déchets.

Les deux grands types de traitement des déchets solides sont :

- **Traitement biologique**

  - Méthanisation ou digestion anaérobie

  - Compostage

- **Traitement thermochimique**

  - Incinération

  - Thermolyse

  - Gazéification

  - Oxydation par voie humide (OVH)

### **I.3 Traitement biologique**

Le principe général des traitements biologiques est d'exploiter certaines activités microbiennes en les stimulant de manière contrôlée afin soit de réduire les nuisances potentielles des déchets (odeurs, risques sanitaires), soit de les valoriser sous forme énergétique ou sous forme de matière. De ce fait, les procédés biologiques sont généralement utilisés en pratique pour le traitement de déchets essentiellement organiques présentant un caractère biodégradable, à savoir notamment, les déchets associés à l'exploitation ou à la consommation de la biomasse (sous-produits d'élevage, de cultures, d'industries agroalimentaires, fraction organique des ordures ménagères).

#### **I.3.1 Méthanisation ou digestion anaérobie**

La méthanisation est un processus de digestion anaérobie poursuivant en général un double objectif de valorisation énergétique par récupération de méthane ( $\text{CH}_4$ ) et de stabilisation des déchets organiques (Gourdon 2005). Elle consiste à dégrader la fraction organique du déchet conduisant à la libération d'un biogaz formé des métabolites gazeux de biodégradation, qui se déroule en anaérobiose, c'est-à-dire en l'absence totale d'oxygène. Le biogaz contient de 50 à 70 % de méthane environ (Damien 2004).

À l'issue de l'étape de traitement anaérobie, on obtient le digestat qui est constitué par le déchet initial débarrassé de sa fraction organique la plus biodégradable.

Le digestat peut être stocké ou utilisé tel quel, mais il doit en général subir un certain nombre de traitements dans une seconde étape pour être rendu stockable ou valorisable parmi

lesquels une stabilisation aérobie est envisageable pour obtenir un matériau similaire au compost.

Plus de détails sur cette technique seront présentés dans le chapitre suivant.

### **I.3.2 Le Compostage**

Le compostage est un procédé biologique aérobie de dégradation et de valorisation des déchets organiques en un produit stable et hygiénique disposant des caractéristiques d'un terreau enrichi en composés humiques.

Tout déchet organique n'est pas nécessairement compostable, certaines matières plastiques et caoutchoucs mettent des décennies à se décomposer. La digestion par les microorganismes se développe essentiellement sur la matière organique naturelle végétale ou animale. Certains déchets se prêtent mieux à une décomposition aérobie, d'autres à une décomposition anaérobie, d'autres sont indifférents. Les microorganismes, comme tous les êtres vivants, sont sensibles à la présence d'éléments toxiques comme les métaux lourds, les antibiotiques etc. La réaction à ces éléments toxiques est naturellement variable selon les espèces. Certains microorganismes peuvent très bien s'accommoder de certaines concentrations d'éléments toxiques qui sont nuisibles pour d'autres (Gourdon 2005).

#### **I.3.2.1 Caractérisation des déchets compostables**

Seules les matières organiques provenant des végétaux ou des animaux peuvent produire de l'humus lors du compostage. Les matières organiques d'origine chimique comme les matières plastiques ne se compostent pas ou mal, à l'exception des substances organiques dont la structure est voisine des composés naturels biodégradables. On qualifie de « biodégradables » les matériaux plastiques décomposés à 60 % en 6 mois pour les polymères simples et à 90 % pour les polymères plus complexes (Amir 2005).

Les déchets organiques fermentescibles et non pollués sont susceptibles d'être utilisés. En fonction des sols, il est possible d'ajouter des coproduits : sciure, déchets verts, écorces broyées, copeaux ou plaquettes de bois, papiers, cartons eux-mêmes fermentescibles.

En fonction de l'état physique, on distingue : les solides (pailles, bois, boues déshydratées, déchets ménagers...), liquides (lisiers de porcs, effluents d'industries agroalimentaires, boues fraîches liquides...) et les suspensions (boues de stations d'épuration).

Selon, la provenance des déchets, la classification est la suivante :

➤ **Les déchets verts**

Leurs caractéristiques (rapport C/N, structure, humidité) sont parfaitement adaptées au compostage en dépit de l'usage de stockages intermédiaires afin de lisser les variations saisonnières et ne nécessitent pas d'apport de coproduits. Toutefois les déchets ligneux (branches, tailles de haies...) nécessitent un broyage préalable au compostage. (Damien 2004)

➤ **Les ordures ménagères (OM)**

Elles présentent une fraction fermentescible apte à subir un traitement biologique. La partie non fermentescible des OM peut être inerte à l'égard du traitement (verre) et se comporter comme un support, ou, au contraire, inhiber les réactions biologiques par une action nocive ou toxique à l'égard des microorganismes (métaux lourds). Le tri préalable au compostage est indispensable. Pendant très longtemps, la teneur en matière organique des refus est restée élevée; réciproquement, la proportion de polluants du compost (verre, plastiques, éléments minéraux) demeure importante. La part du compostage a plutôt décliné dans les années 1990 mais l'amélioration des techniques de tri et l'accroissement du tri à la source devraient favoriser cette technique de recyclage. (Damien 2004)

➤ **Les boues de station d'épuration**

Elles ne représentent qu'une faible part de la production de compost (2 % des boues produites subissent un tel traitement) et ne peuvent se composter qu'en présence d'un support structurant (rafles de maïs, paille, écorce...). La sciure et les boues tendent à constituer un mélange homogène qui ne présente pas la porosité minimale permettant une circulation d'air assurant le compostage. D'importants volumes d'oxygène sont nécessaires au compostage des boues, l'aération forcée présente une efficacité supérieure au simple retournement des boues disposées en andain. Par contre, il arrive parfois que certaines zones du compost n'atteignent pas les températures minimales requises pour une bonne hygiénisation. (Damien 2004)

➤ **Les déchets industriels**

Ils constituent aussi un gisement potentiel important : industries agroalimentaire et papetière principalement.

### **I.3.2.2 Principe**

Le compostage s'opère en quatre phases (Damien 2004) :

- ❖ Le broyage si nécessaire (branches et tailles foisonnantes). Le broyeur doit assurer un bon défibrage et éviter les bourrages (évacuation des produits au fur et à mesure de leur production).

- ❖ Le mélange des déchets organiques avec les coproduits éventuels sur des aires bétonnées ou goudronnées. On s'efforce à ce moment de réaliser un rapport C/N de 30 à 35 et une humidité comprise entre 30 et 35 % sur les déchets bruts;

- ❖ La ventilation de l'ensemble permet d'assurer la dégradation des matières volatiles, la stabilisation, l'hygiénisation et le séchage de la matière. Elle constitue l'étape de fermentation active (oxydation de la matière organique) pendant laquelle le produit atteint des températures voisines de 60-70°C assurant la destruction de la plupart des microorganismes pathogènes. Cette phase de démarrage est qualifiée de thermophile. Les microorganismes décomposent la fraction légère de la matière organique (sucres, amidon, protéine...) puis commencent à décomposer les fractions lourdes (cellulose, lignine). Il en résulte des molécules organiques plus courtes (acides organiques, acides aminés...). Intervient ensuite une phase mésophile durant laquelle les substances aboutissent à l'état d'humus; affinage du produit par criblage afin d'éliminer les éléments étrangers (morceaux de verre, de plastique, de bois). Celui-ci s'effectue au moyen de tamis vibrants ou à disques (matériels adaptés aux matériaux pondéreux peu sensibles à l'humidité, débits jusqu'à 1000 m<sup>3</sup>/h), de trommels rotatifs (débits de 5 à 60 m<sup>3</sup>/h). Il s'agit d'opérations périodiques qui peuvent se réaliser par des chantiers mobiles afin de mieux amortir le matériel. Il convient cependant d'éviter de tamiser par temps de pluie;

- ❖ Le stockage d'une durée minimale (2 à 3 mois) afin d'assurer la maturation du produit.

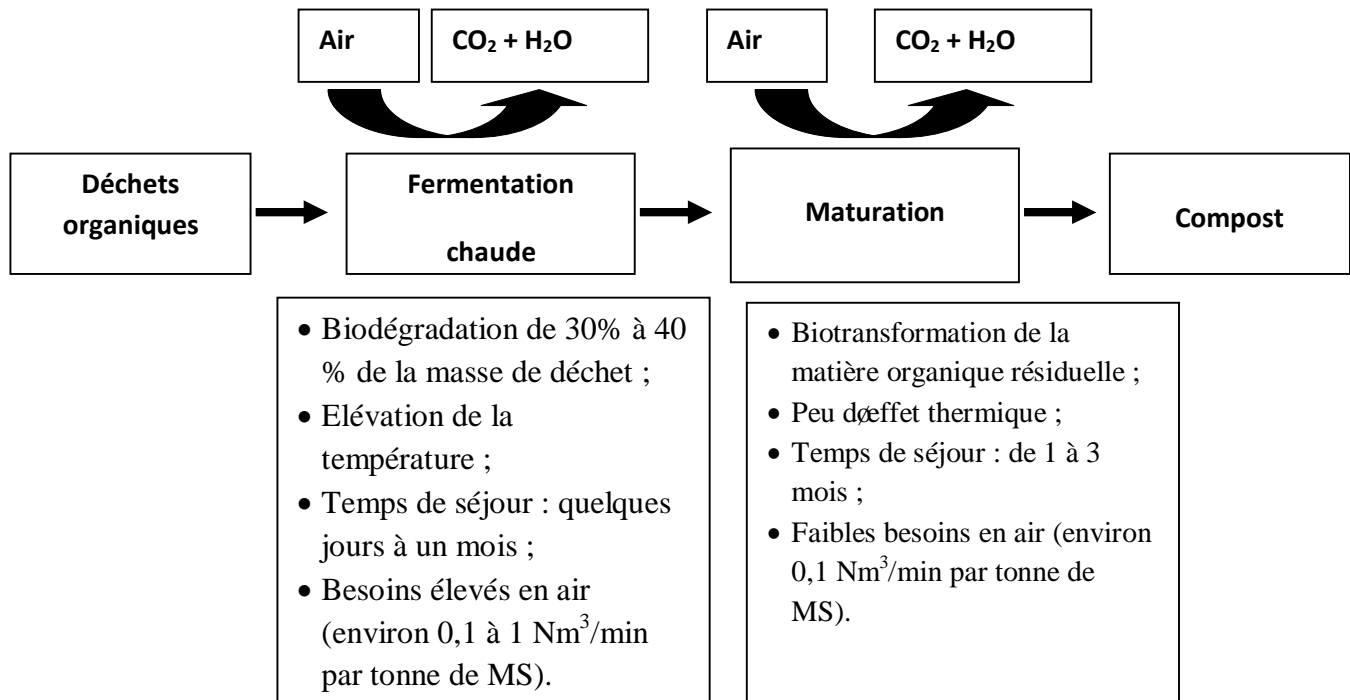


Figure 3. Etapes biologiques du compostage (Gourdon 2005)

### I.3.2.3 Caractéristiques et utilisations du compost

Le compost, obtenu à l'issue de la chaîne globale de traitement est un produit susceptible d'être utilisé comme amendement organique des sols. Cependant, sa composition et ses caractéristiques dépendent à la fois de la nature du ou des déchets traités ainsi que des conditions opératoires du procédé de traitement (Antonini 2004).

Les teneurs en humus et en fibres du compost sont des caractéristiques essentielles en vue de son exploitation agricole. L'humus a une forte capacité de rétention en eau et favorise la formation des complexes argilo-humiques qui sont à la base de la structure en agrégats des sols. Les fibres permettent de conférer au sol une structure bien aérée favorisant la pénétration des racines et l'activité microbienne.

### I.4 Traitement thermochimique

Le traitement thermique des déchets organiques repose sur différents processus de transformation thermochimique de la matière et de l'énergie. Ces processus mettent en œuvre des transferts de masse et de chaleur, associés à la réactivité de la matière à traiter dans les différents environnements réactionnels créés soit pour l'oxydation, la pyrolyse ou la gazéification de leur fraction organique, soit pour la fusion des résidus minéraux formés. Ils sont à l'origine de divers produits de transformation, à traiter avant rejet à l'atmosphère.

Ces processus thermochimiques sont mis en œuvre dans des procédés et équipements visant l'élimination et/ou la valorisation (matière/énergie) des déchets.

### **I.4.1 Incinération**

En oxydant totalement les déchets, en particulier les déchets ménagers qui sont constitués en majorité par la matière organique, l'incinération permet de réduire le volume et la masse de la matière à éliminer (mouchet 2004).

Ces multiples réactions d'oxydation génèrent deux produits. Le gaz carbonique et la vapeur d'eau, mais aussi une multitude de composés intermédiaires en très faibles quantités dont certains présentent un caractère cancérigène ou toxique (monoxyde de carbone, benzopyrènes, acroléine, dioxines, furannes). La composition forte variée des ordures ménagères conduit à considérer, dans un premier temps, ce combustible comme un mélange de matière inerte, de matière combustible et d'eau. L'humidité importante de ces déchets ne permet pas l'auto inflammation spontanée et nécessite de prévoir le passage par une zone de séchage à l'intérieur du four avant l'introduction en zone de combustion proprement dite. Cette distinction des zones apparaît nettement dans les fours à grille, alors que, dans les fours à lit fluidisé, la zone de séchage se limite au débouché de l'ouverture d'introduction des déchets dans le foyer (Radu Tirnoveanu 2004). Une fois la combustion terminée, les déchets pénètrent dans une zone de fin de combustion où ils se transforment en mâchefers incandescents. (ADEME 1999)

Afin de réaliser une incinération convenable, il importe de prévoir des temps de séjour suffisants dans chacune de ces zones au moment de la conception des fours. Or, ces temps sont fonction des caractéristiques intrinsèques des déchets et par conséquent variables: déchets divisés ou massifs, pouvoirs calorifiques faibles ou élevés, humidité plus ou moins importante. Des réglages sont donc prévus au niveau de l'exploitation des fours afin de compenser les variations de ces paramètres (Antonini 2004).

#### **I.4.1.1 Technique**

Une unité d'incinération des déchets organiques, comporte d'abord une fosse de réception des ordures ménagères et un grappin qui porte ces matières dans une trémie qui alimente les fours. La technique la plus employée est celle du four à grille ; les ordures sont déposées sur la partie haute d'une "grille" légèrement inclinée, faite de barreaux jointifs dont les mouvements des uns par rapport aux autres assurent à la fois un retournement et un

brassage des matières et une lente translation de celles-ci vers la partie basse de la grille (Prévoit 2000).

De l'air passe à travers les barreaux, assurant la combustion des ordures ménagères. La partie non brûlée est éteinte à l'eau ; c'est le mâchefer d'où l'on extrait les parties métalliques par magnétisme et par courant de Foucault. Les fumées, dont la température est de 900 °C au moins et peut atteindre 1500 °C dans les grosses installations, doivent être refroidies à 200 °C pour pouvoir être traitées (Prévoit 2000).

Cette partie de combustion est complétée par une installation de traitement des fumées pour les débarrasser de leurs cendres volantes (avec un électro-filtre) et des substances polluantes conformément à des normes qui deviennent très sévères, ce traitement donnant lui-même naissance à une autre forme de déchets, les résidus d'épuration de fumées d'incinération d'ordures ménagères (REFIOM) (Radu Tirnoveanu 2004) .

Les eaux de traitement de fumée, sauf en cas de "traitement sec", à la poudre de bicarbonate de soude, doivent également être traitées. Le mâchefer est un produit évolutif (comme un ciment) ; il demande souvent un traitement pour être stabilisé et pour que les impuretés toxiques qu'il contient soient bien fixées. Quand il passe avec succès les tests de lixiviation, il est déclaré bon pour être utilisé dans les travaux routiers. Sur une tonne d'ordures ménagères moyennes, 650 kg se retrouvent à l'état gazeux et 240 à 300 kg à l'état solide sous la forme de mâchefer, 20 à 40 kg de ferrailles, 20kg de cendres et 2 à 20 kg de REFIOM selon la technique d'épuration employée (Gay 2004).

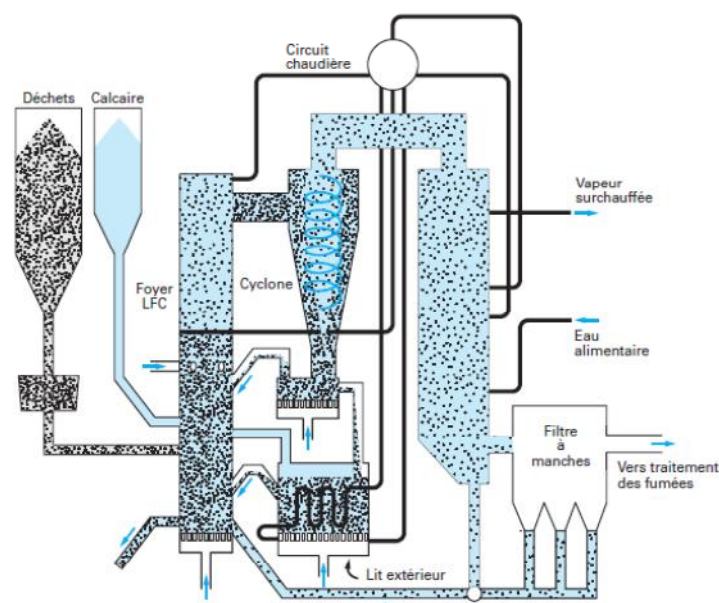


Figure 4. Schéma d'une installation d'incinération des déchets (Antonini 2004)

### I.4.1.2 Valorisation de l'énergie de l'incinération

La combustion des déchets fournit de la vapeur à 20, 30 jusqu'à 40 bars. Celle-ci pourra actionner une turbine "à condensation" pour la production du maximum d'électricité possible ou bien, par un échangeur, donner sa chaleur à un réseau de chaleur ou à une industrie. Elle pourra également être employée en "cogénération", c'est à dire produire de l'électricité dans une turbine à contre-pression qui la laisse à une pression de 3 à 10 bars et à une température suffisante pour alimenter un réseau de chaleur (Prévot 2000).

A partir de la vapeur, le rendement énergétique de la production de chaleur seule est alors de 95%, celui de la production d'électricité de 25 à 30 %, en fonction de la taille de l'unité, et celui de la cogénération de 80 %. Une tonne d'ordures ménagères de PCI 2000 calories fournit ainsi 1700 kWh de chaleur utilisable, ou 400 à 500 kWh électriques, ou encore, en cogénération, 100 à 200 kWh électriques et 1000 à 1500 kWh thermiques. Les unités de grande taille les plus récentes ou celles qui traitent des ordures ménagères au fort pouvoir calorifique peuvent atteindre le ratio de 600 ou même 700 kWh électrique par tonne d'ordures ménagères (Radu Tirnoveanu 2004).

### I.4.2 Thermolyse

La thermolyse consiste en un traitement thermique à température modérée (450 à 750 °C) en absence d'air dans un four ou un thermolyseur (fig. 5 ) au cours duquel les matières organiques sont décomposées sans être brûlées en :

- Un composant combustible solide (coke) qui, s'il est séparé des inertes et des métaux, est assimilable à un charbon de faible qualité. Il peut être ensuite lavé, refroidi et déchloré, (Baudez 2001)(Fig. 6).

- Une phase gazeuse. Cette phase gazeuse contient une fraction de non condensables (hydrogène (H<sub>2</sub>), méthane (CH<sub>4</sub>), oxydes de carbone (CO), hydrocarbures, etc.) et une fraction de condensables constituée essentiellement d'eau et d'huiles plus ou moins lourdes. Toutes les conditions sont réunies pour détruire les organo-chlorés et les dioxines éventuellement présents dans les déchets. Les matières minérales conservent leurs intégrités physique et chimique du fait des conditions de fonctionnement des fours (ni oxydation, ni formation de conglomérats) (Antonini 2004).

Le gaz de thermolyse est caractérisé par un PCI de l'ordre de 13 MJ/kg, soit environ 5.000 MJ par tonne de déchets entrant (Damien 2004).

Le solide de la thermolyse contient 60 à 65% de cendres, le solide étant des matières minérales. Après lavage et déchloration éventuels, puis criblage, tamisage et séparation physique des verres et métaux, on obtient un combustible solide de thermolyse (CST) à 30 - 40 % de cendres. Ce CST se rapporte à un charbon de qualité médiocre (de 18 à 20 MJ/kg), avec un potentiel énergétique de l'ordre de 4.000 MJ par tonne de déchet (GAY 2004)(Fig.7).



**Figure 5. Four de la thermolyse (Christian et al. 2001)**



**Figure 6. Solide de la thermolyse (Christian et al. 2001)**

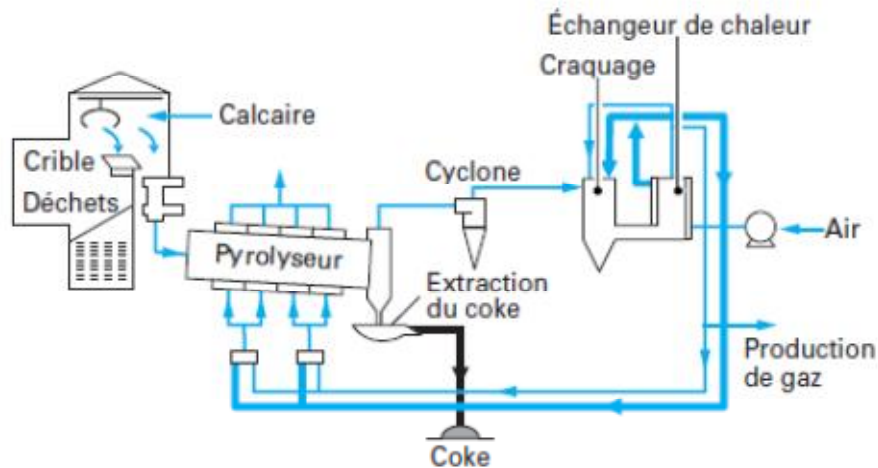


Figure 7. Processus de la thermolyse (GAY 2004)

### I.4.3 Gazéification

La gazéification d'un déchet résulte d'un processus thermochimique en deux étapes : une étape de thermolyse suivie d'une étape de gazéification. Ces deux étapes peuvent être réalisées dans la même enceinte thermique ou dans deux réacteurs séparés. L'étape de la thermolyse produit des matières volatiles sous forme d'hydrocarbures gazeux (goudrons) et du coke, essentiellement constituée de carbone fixe. Les hydrocarbures et le carbone fixe, sont convertis en gaz combustible ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ), dans la seconde étape, dite de gazéification, par réactions thermochimiques, en présence d'un agent gazeux de gazéification (air,  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) (Wallonne 2001).

Les procédés actuels de gazéification des déchets visent essentiellement, non pas la production de gaz de synthèse, considérés comme matière première pour l'industrie chimique, mais la destruction thermique de ces déchets, avec valorisation du contenu énergétique des gaz combustibles produits.

#### I.4.3.1 Technique

La gazéification implique la combustion incomplète d'un courant d'hydrocarbure de faible valeur dans une atmosphère pauvre en oxygène ou réductrice. La gazéification n'utilise que 20 à 30 % de l'oxygène requis en théorie pour une combustion complète.

Le procédé se déroule à des pressions et températures élevées, et utilise de l'oxygène et de la vapeur du procédé conjointement à la matière première (combustible). Les réactions typiques sont (Wallonne 2001) (Fig.8):

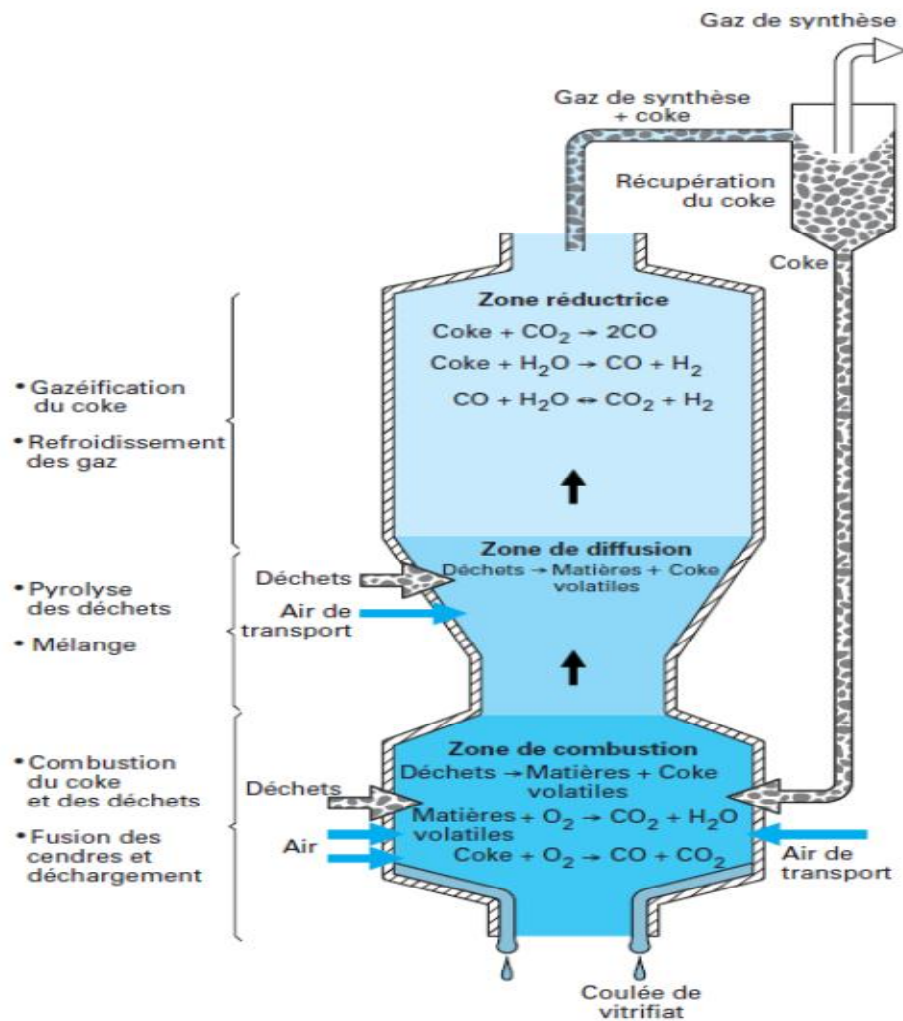
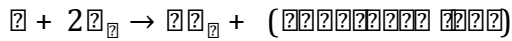
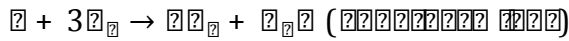
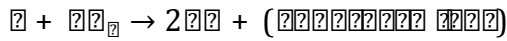
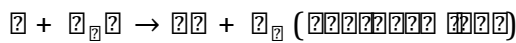
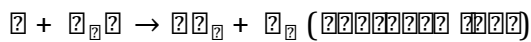
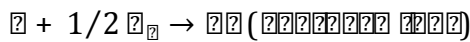
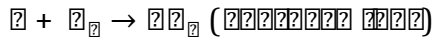
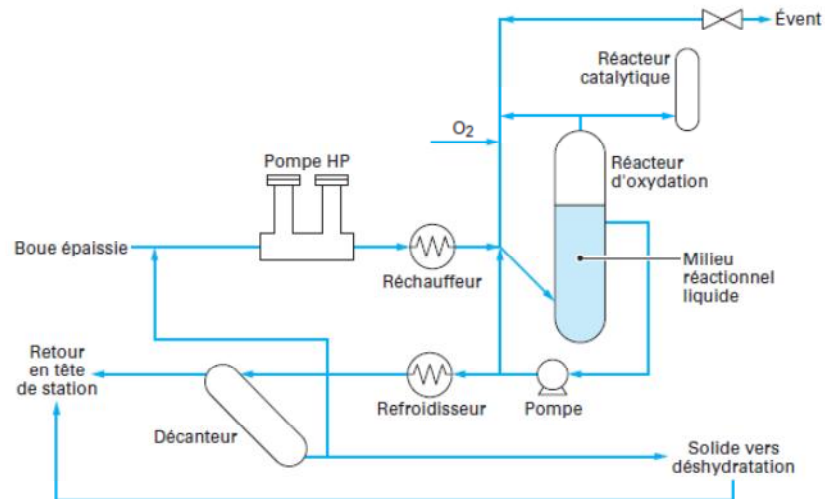


Figure 8. Schéma de l'enceinte de gazéification (Wallonne 2001)

#### I.4.4 Oxydation par Voie Humide (OVH)

L'OVH est un procédé technologique qui permet l'oxydation poussée des déchets organiques jusqu'au stade ultime de destruction de la matière organique (Fig.9). Cette oxydation est réalisée en milieu aqueux à haute pression et haute température sans flamme et

sans émission de fumée. Le produit final issu de ce procédé, totalement inerte, ne contient que la fraction minérale des boues, et son volume après déshydratation ne représente que 20 à 25% de la masse de boue initiale. Ce procédé est une alternative à l'incinération conventionnelle des déchets. Il ne produit pas de fumées et sa consommation énergétique est faible, compte tenu du caractère exothermique des réactions d'oxydation (Damien 2004).



**Figure 9. Schéma d'une unité d'oxydation par voie humide (OVH) (Damien 2004)**

Ce type de procédé est applicable pour des déchets liquides pompables, ayant un taux de matières sèches compris entre 1 et 15 %, avec une fraction minérale inerte comprise entre 1 et 40 g/l, la taille des particules incluses n'excédant pas 500  $\mu$ m (Navarro 2004).

Les déchets liquides visés sont :

- ✓ Les déchets aqueux de synthèse chimique ;
- ✓ Les effluents de lessivage chimique ;
- ✓ Les déchets liquides huileux ;
- ✓ Les solvants en phase aqueuse ;
- ✓ Les déchets de peinture ;
- ✓ Les boues résiduaires.

Deux types de procédés peuvent être mis en œuvre

- ✓ Les procédés en conditions sous-critiques ;
- ✓ Les procédés en conditions supercritiques.

suivant la valeur du couple température/pression utilisé, relativement au couple caractéristique de l'eau dans son état critique (374°C et 221 bars).

**I.4.4.1 Procédés OVH sous-critique**

En régime sous-critique, la pression reste inférieure à 150 bars et la température est limitée à 300 °C. Dans ce cas, le milieu réactionnel consiste en un mélange diphasique gaz-liquide, l'oxygène et la fraction organique étant peu solubles, dans ces conditions, dans le milieu réactionnel. On parle alors de procédé diphasique.

Compte tenu des limitations diffusionnelles de l'oxygène en phase dispersée, les temps de séjour nécessaires, dans ces conditions, sont élevés : dans la pratique, de l'ordre de 15 à 60 min pour un taux de conversion de la charge organique de 99 %. Les composés aromatiques halogénés sont plus récalcitrants et leur taux de conversion ne dépasse pas, dans ces conditions, des valeurs voisines de 70 %. De même, la matière organique peut se retrouver en suspension dans le milieu réactionnel.

**I.4.4.2 Procédés OVH supercritiques**

En régime supercritique, la pression est voisine de 250 bars et la température est comprise entre 375 et 600 °C. Dans ce cas, le mélange eau-oxygène est homogène, l'oxygène et la fraction organique, telle que benzène, hydrocarbures... devenant solubles dans le milieu réactionnel. On parle alors de procédé d'oxydation monophasique.

Il en résulte des temps de séjour inférieurs à la minute pour une conversion à 99 % de la charge organique totale du déchet.

Par contre, dans ces conditions, la fraction minérale ainsi que les sels organiques (NaCl, CaCl<sub>2</sub>...), pourtant réputés très solubles, deviennent pratiquement insolubles dans l'eau supercritique, facilitant leur séparation, en fin de réaction, mais favorisant également les processus d'encrassement/dépôt au sein des réacteurs en conditions supercritiques.

Les faibles temps de séjour nécessaires, en régime supercritique, à l'oxydation complète des fractions organiques, permettent d'appliquer le procédé au traitement d'effluents liquides concentrés (> 20 g/l). Cette limite inférieure correspond au seuil d'autosuffisance énergétique du procédé, c'est-à-dire correspond à la concentration moyenne en fraction organique nécessaire pour porter, par oxydation à l'air, les produits de réaction à une température voisine de 400-500°C, sans préchauffage du déchet aqueux entrant.

Cette limite est abaissée à environ 10 g/l quand l'agent oxydant est l'oxygène pur. Afin de pouvoir maintenir la température interne du réacteur sans dépasser 650°C, la charge organique des effluents à traiter ne doit pas dépasser une certaine valeur, comprise entre 100 et 150 g/l.

Pour des concentrations supérieures, les effluents liquides doivent être préalablement dilués. Par contre, pour des concentrations en organiques inférieures à 10-20 g/l, les effluents aqueux entrant devront être préchauffés, en général à l'aide d'un échangeur fonctionnant en récupérateur sur la sortie du réacteur, ou bien on pourra ajouter à l'entrée, un composé secondaire liquide à fort contenu énergétique (par exemple: alcool, fioul, huiles usagées...).

## **II. Etude descriptive de la digestion anaérobie**

### **II.1 Digestion anaérobie et dépollution**

La digestion anaérobie peut être mise en place pour traiter des rejets organiques aussi divers que des eaux usées, des boues de station d'épuration, des déjections animales, des déchets d'industries agro-alimentaires, des ordures ménagères, etc. Différents procédés de méthanisation ont été adaptés aux différentes catégories de déchets avec pour objectif, soit de simplifier le procédé pour minimiser le coût de fonctionnement, soit d'améliorer les rendements en utilisant une technologie plus complexe. Le traitement par digestion anaérobie des effluents industriels à forte charge organique comme ceux des industries agro-alimentaires possède de nombreux avantages par rapport au traitement aérobie (boue activée, lagunage aéré, lits bactériens) :

- La réduction du volume de boues produites par un facteur 5 à 10 car les bactéries de la communauté microbienne n'utilisent qu'environ 10 à 15% de l'énergie du substrat pour leur croissance (Moletta 1993) et (Schink 1997);
- La valorisation potentielle du biogaz produit (i.e., production d'énergie par combustion du méthane, le biogaz étant constitué d'environ 65 à 70% de méthane) ;
- La diminution du coût énergétique par suppression du transfert d'oxygène ;
- La possibilité de traiter des charges organiques élevées : de 2 à plus de 80 kg de DCO par mètre cube de réacteur et par jour avec des taux d'épuration de 80 à 98% ;
- La possibilité de traiter des effluents déséquilibrés ou limités en azote et en phosphore.

La digestion anaérobie présente cependant certains inconvénients :

- Du fait de la faible vitesse de croissance bactérienne, la cinétique d'épuration est lente et les périodes de démarrage des réacteurs relativement longues ;
- Les populations microbiennes sont sensibles aux perturbations, en particulier à l'oxygène et aux métaux lourds (Edeline 1997) ou encore aux surcharges organiques et le procédé se révèle souvent instable ;
- Le traitement par digestion anaérobie est souvent insuffisant pour rejeter directement les effluents dans le milieu naturel : un post-traitement aérobie de finition est nécessaire pour achever l'élimination du carbone et éventuellement de l'azote et du phosphore.

## II.2 Microbiologie de la digestion anaérobie

Lors du processus de digestion anaérobie, la conversion de composés organiques complexes en méthane et en dioxyde de carbone est réalisée par l'action concertée de microorganismes appartenant à une communauté microbienne complexe, tant d'un point de vue taxonomique que fonctionnel. Godon *et al.*, (1997) ont recensé près de 140 espèces sur un inventaire de 579 individus dans un digesteur. Ces populations mixtes de microorganismes sont majoritairement organisées sous la forme de biofilm ou d'agrégats granulaires (Shapiro 1998). Plus les substances présentes dans les déchets organiques sont complexes, plus il y aura différentes espèces microbiennes dans ces biofilms (Azbar *et al.* 2001).

Le modèle développé par Zeikus (1980) pour décrire le processus de méthanisation fait consensus (Fig.10); il comprend trois étapes, obtenues par différents groupes de microorganismes. Chaque étape mène à la formation de composés intermédiaires, servant à leur tour de substrats lors de la phase suivante.

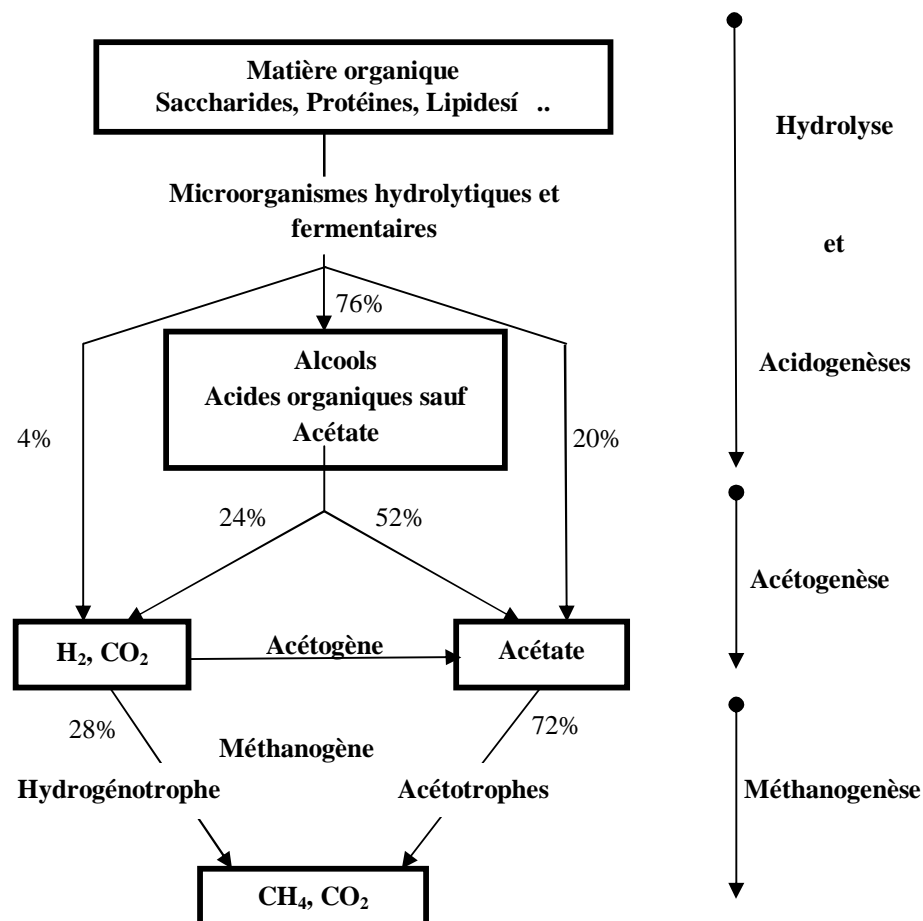


Figure 10. Schéma de la chaîne trophique de la méthanogénèse et ses différentes étapes (Zeikus 1980; Moletta 1993).

### II.2.1 Hydrolyse et acidogène

Lors de l'hydrolyse, les macromolécules comme les polysaccharides, les lipides, les protéines et les acides nucléiques sont clivées, généralement par des enzymes spécifiques extracellulaires, jusqu'à l'obtention de monomères (monosaccharides, acides gras, acides aminés et bases azotées) qui sont transportés à l'intérieur de la cellule où ils sont fermentés. Les bactéries participant à cette étape ont un métabolisme de type anaérobie strict ou facultatif (Archer et Kirsop 1990) et forment un ensemble phylogénétique hétérogène regroupant de nombreux groupes bactériens (Colberg 1988; McInerney 1988). Au cours de l'acidogène, ces monomères sont métabolisés par des microorganismes fermentaires pour produire, principalement, des acides gras volatils (AGV) (acétate, propionate, butyrate, isobutyrate, valérate et isovalérate), mais aussi des alcools, du sulfure d'hydrogène (H<sub>2</sub>S), du CO<sub>2</sub> et de l'hydrogène. Cette étape mène ainsi à des produits de fermentation simplifiés.

Les bactéries qui participent à cette étape peuvent être anaérobies strictes ou facultatives avec un temps de duplication très court (de 30 minutes à quelques heures). Les bactéries anaérobies strictes du genre *Clostridium* constituent souvent une fraction importante de la population anaérobie qui participe à l'étape d'acidogène, bien que d'autres groupes bactériens comme la famille des *Enterobacteriaceae* ou encore les genres *Bacteroides*, *Bacillus*, *Pelobacter*, *Acetobacterium* et *Ulyobacter* puissent être impliqués. La vitesse de cette étape est très élevée par rapport aux autres étapes suivantes où les microorganismes ont un temps de duplication plus long.

En conditions de surcharge organique, le métabolisme plus rapide de ce groupe trophique entraîne une accumulation d'intermédiaires en particulier d'hydrogène et d'acétate. Ces métabolites ont une action inhibitrice sur les microorganismes acétogènes et méthanogènes et peuvent être responsables de l'arrêt de la digestion anaérobie (Thiele 1991).

### II.2.2 Acétogène

L'étape d'acétogène permet la transformation des divers composés issus de la phase précédente en précurseurs directs du méthane : l'acétate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène. On distingue deux groupes de bactéries acétogènes :

#### a) Bactéries productrices obligées d'hydrogène

Ce sont des bactéries anaérobies strictes, également appelées «Obligate Hydrogen Producing Acetogens (OHPA)». Elles sont capables de produire de l'acétate et de l'hydrogène à partir des métabolites réduits issus de l'acidogène tels que le propionate et le butyrate. Il

faut noter que ces bactéries ont un temps de dédoublement assez long, de l'ordre de 1 à 7,5 jours (Boone et Bryant 1980 ; McInerney, *al.* 1981 ; Roy et *al.* 1986) (tableau 1).

**Tableau 1. Temps de génération (Tg) à 35°C des bactéries syntrophes connues, isolées de digesteurs, avec différents partenaires.**

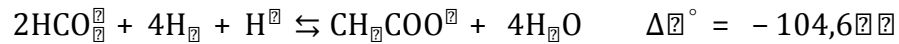
Syntrophe	Source d'énergie et de carbone	Partenaire du syntrophe	Tg(*)	Référence
<i>Syntrophomonas wolfei</i>	Butyrate	<i>Desulfovibrio sp</i>	2,2 jours	(Mc Incerney et <i>al.</i> 1981)
		<i>M. hungatei</i> (*)	3,7 jours	
	Valérate	<i>M. hungatei</i>	3,7 jours	
	Caproate	<i>M. hungatei</i>	7,5 jours	
<i>Syntrophomonas sapovorans</i>	Butyrate	<i>M. hungatei</i>	1,1 jour	Roy et <i>al.</i> 1986)
	Oléate	<i>M. hungatei</i>	1,6 jour	
	Stéarate	<i>M. hungatei</i>	1,9 jour	
<i>Syntrophomonas wolinii</i>	Propionate	<i>Desulfovibrio sp</i>	3,6 jours	(boone et Bryant 1980)
		<i>M. hungatei</i>	7,5 jours	

(\*) Tg : Temps de génération minimum ; *M. hungatei* = *Methanospirillum hungatei*

L'accumulation d'hydrogène traduit un dysfonctionnement manifeste et conduit inévitablement à l'arrêt de l'acétogénèse (Dolfing 1988 ; Widdel 1988 ; Thiele 1991 ; Guyot 1990). Ceci implique la nécessité d'une élimination constante de l'hydrogène produit, qui peut être réalisée grâce à l'association syntrophique de ces bactéries avec des microorganismes hydrogénotrophes, idéalement les *Archaea* méthanogènes, qui vont consommer l'hydrogène produit.

#### b) Bactéries acétogènes non syntrophes

Le métabolisme de ces bactéries est majoritairement orienté vers la production d'acétate. Elles se développent dans les milieux riches en CO<sub>2</sub>, ce qui est très souvent le cas des niches anaérobies. Elles sont pour la plupart autotrophes (Dolfing 1988). On divise classiquement les bactéries acétogènes non syntrophes en deux groupes. Le premier est formé des bactéries qui produisent de l'acétate, du butyrate et d'autres composés à partir de sucres simples. Les bactéries de ce groupe sont classées en plusieurs genres tels que *Acetobacterium*, *Acetogenium*, *Clostridium*, *Sporomusa*, etc (Dolfing 1988). Un deuxième groupe constitué par des bactéries «homo-acétogènes » utilisent l'hydrogène et le dioxyde de carbone pour produire de l'acétate selon la réaction suivante :



Les bactéries de ce second groupe appartiennent essentiellement au genre *Clostridium*. Elles ne semblent pas entrer en compétition avec les *Archaea* méthanogènes hydrogénotrophes pour l'hydrogène et sont présentes en quantité beaucoup plus faible dans les biotopes anaérobies. Elles ont pu, toutefois, être identifiées comme partenaires hydrogénotrophes de syntrophes (Tschech et Sachink 1985).

### II.2.3 Méthanogenèse

Au cours de cette dernière étape, les produits de la deuxième étape sont convertis en méthane par des microorganismes anaérobies stricts qui appartiennent au domaine des *Archaea*. Ils utilisent, essentiellement, comme substrat l'acétate, le formate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène pour produire du méthane. Leur temps de doublement compris entre 3 à 4 heures (*Methanogenium thermophilicum* (Huser et al. 1982)) jusqu'à 7 jours (*Methanosaeta soehngenii* (Gujer et Zehnder 1983)).

La production de méthane dans un digesteur est classiquement décrite comme étant réalisée par deux grandes catégories d'*Archaea* méthanogènes :

#### a) Méthanogènes hydrogénophiles (ou hydrogénotrophes)

Elles tirent leur énergie de la production de méthane par réduction de l'acide formique par l'hydrogène selon les réactions présentées dans le tableau ci-après : (Tableau 2)

**Tableau 2. Equation et énergie libre des réactions de formation de méthane à partir de l'hydrogène et du formate**

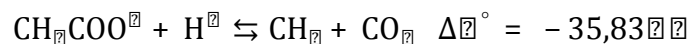
	$\Delta G^\circ$ (KJ)	ppH <sub>2</sub> (atm) à partir de laquelle $\Delta G^* < 0$
$4\text{H}_2 + \text{HCO}_2^- + \text{H}^+ \rightleftharpoons \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135,6	$>10^{-6}$
$\text{HCOO}^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	-134,06	$>10^{-6}$

Comme nous l'avons précédemment mentionné, les *Archaea* méthanogènes hydrogénophiles vivent en association syntrophique avec les bactéries fermentaires qui leur fournissent, en continu, le dioxyde de carbone et l'hydrogène. Elles jouent ainsi un rôle important dans le maintien d'une faible pression en hydrogène, favorisant la croissance des bactéries acétogènes. Pour permettre la formation de méthane, la pression partielle en hydrogène ne doit pas être inférieure à  $10^{-6}$  atm. Les genres les plus représentés sont

*Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanospirillum*, *Methanogenium*, *Methanocorpusculum* (Archer et Kirsop. 1990).

### b) Méthanogènes acétoclastes (ou acétotrophe)

Ces organismes produisent du méthane à partir d'acide acétique, de méthanol et de méthylamine. Les deux genres les plus fréquemment rencontrés dans un digesteur sont *Methanosarcina* et *Methanosæta* (ou *Methanothrix*) (Morgan et al. 1991). Les *Archaea* du genre *Methanosæta* utilisent l'acétate comme unique source de carbone pour produire le méthane selon la réaction suivante :



Les *Archaea* du genre *Methanosarcina* présentent un plus large spectre de substrats ; elles peuvent utiliser en plus de l'acétate, le dioxyde de carbone, l'hydrogène, le méthanol et les méthylamines pour former le méthane. Ces réactions de méthanogenèse acétoclaste sont lentes et peu exothermiques ; elles génèrent néanmoins plus de 70 % du méthane produit (Thauer et al. 1977 ; Tholozan 1988).

## II.3 Conditions physico-chimiques

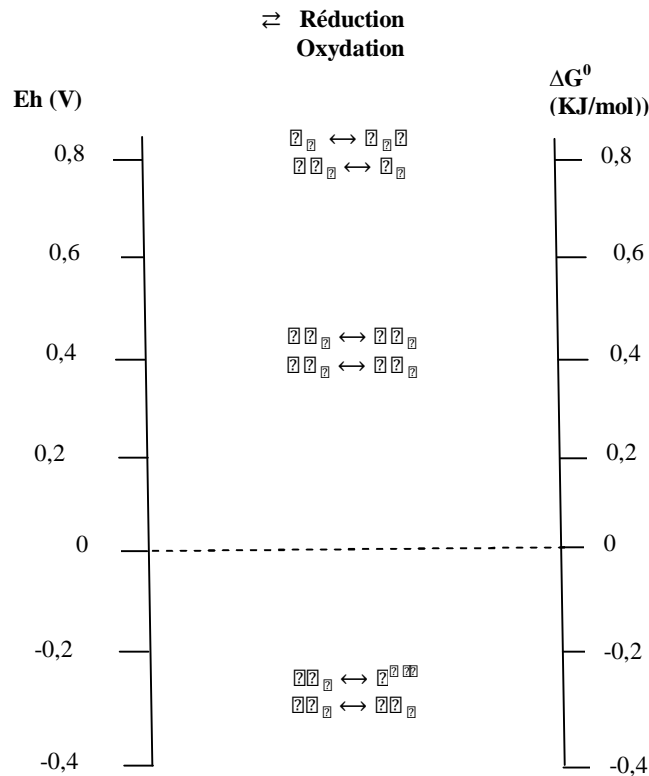
### II.3.1 Potentiel rédox

Vogels et al. (1988) définissent un milieu anaérobie lorsqu'il possède un potentiel rédox de -300 à -500 mV. La Figure 11, présente les potentiels rédox des demi-couples impliqués lors de la dégradation de la matière organique. L'échelle des potentiels rédox Eh (V) est donnée pour un pH de 7 et une pression de CO<sub>2</sub> de l'ordre de 10<sup>-2</sup> atm. Les G° sont données en kJ par mole d'électrons.

Les *Archaea* méthanogènes sont des microorganismes anaérobies stricts, et des traces d'oxygène suffisent pour les tuer, en grande partie par auto-oxydation de certains cofacteurs essentiels à leur métabolisme énergétique. Elles ne se développent qu'à de très faibles potentiels d'oxydoréduction (Eh) (-330 mV d'après Demeyer et al. (1981), autour de -400mV selon Oremland (1988) et entre -430 et -520 mV d'après Jee et al. (1988).

### II.3.2 Température

La température est un paramètre important pour les procédés biologiques car elle affecte la cinétique de croissance des microorganismes et le transfert de matière. Selon la plage de températures dans laquelle ils peuvent proliférer, les microorganismes sont classifiés en trois catégories : les psychrophiles, les mésophiles et les thermophiles.



**Figure 11. Potentiel rédox des demi-couples impliqués dans les réactions biochimiques (Vogels et al. 1988)**

### II.3.3 pH

Pour la majorité des procédés biologiques anaérobies, les microorganismes peuvent croître dans une plage de pH de 4 à 9. Généralement, la croissance maximale des microorganismes se situe entre 6,5 et 7,3 (Ferry 1993). Un traitement biologique à un pH très bas (inférieur à 4) ou trop élevé (supérieur à 9) peut exercer une action inhibitrice sur les microorganismes. La variation de la croissance bactérienne est due au changement de l'activité enzymatique avec le pH. La concentration de l'ion hydrogène est considérée comme l'un des facteurs les plus influents sur l'activité enzymatique (Omiletal. 1997). Généralement, il est préférable d'ajuster le pH de l'effluent à traiter dans une plage optimale, afin de favoriser le traitement biologique des déchets organiques. Il est alors recommandé d'utiliser un bassin d'égalisation en amont du traitement biologique afin de mieux contrôler les fluctuations de pH (Berne et Richard 1989).

### II.3.4 Concentration en nutriments

À cause de la quantité importante de carbone à dégrader, l'azote et le phosphore sont souvent en quantité insuffisante dans les effluents industriels. Ce manque peut être résolu en ajoutant de façon contrôlée une solution de nutriments aux déchets à traiter. L'addition des

macroéléments est généralement évaluée à partir du rendement en biomasse et de la formule brute décrivant la composition d'une cellule; le rapport C/N est le plus souvent utilisé pour chiffrer le rapport d'azote avec, comme convention, l'expression des ratios en proportion de la DCO.

Des ratios DCO/N de 400/7 et 1000/7 ont ainsi été estimés comme nécessaires et suffisants pour des réacteurs conduits, respectivement, à forte et à faible charge volumique (Henze et Harremoes 1983; Stronach et al. 1987). Le ratio N/P est évalué à 7/1 (Henze et Harremoes 1983).

Speece (1983) a constaté un arrêt complet de la production de méthane pour une concentration en cuivre ( $\text{Cu}^{2+}$ ) de 60  $\text{mg.L}^{-1}$ . Le chrome ( $\text{Cr}^{3+}$ ) produirait une inhibition de l'activité acétoclaste de 50% à 12  $\text{mg.L}^{-1}$  (Soubes et al. 1994). Le cobalt et le nickel, à trop fortes doses, ont aussi un effet négatif; 70  $\text{mg.L}^{-1}$  de  $\text{Co}^{2+}$  conduirait à un arrêt de la méthanogenèse acétoclaste (Bhattacharya et Parkin 1995) et 120  $\text{mg.L}^{-1}$  de  $\text{Ni}^{2+}$  réduirait la production de biogaz de 50% dans le cas de granules (Singh et al. 1994). Ces chiffres restent purement indicatifs car ils dépendent des conditions expérimentales telles que la nature des boues ou du substrat.

Le tableau 3 propose quelques exemples de concentrations en  $\text{Co}^{2+}$  et en  $\text{Ni}^{2+}$  généralement rencontrées dans les milieux de cultures décrits dans la littérature. (Bhattacharya et Parkin 1995)

**Tableau 3. Quelques teneurs en cobalt et en nickel utilisées ou recommandées dans la littérature.**

$\text{Co}^{2+}(\text{mg.L}^{-1})$	$\text{Ni}^{2+}(\text{mg.L}^{-1})$	Référence
44<	0,12	(Bhattacharya et Parkin 1995)
0,62	0,12	(Bhattacharya et al. 1996)
1,81	0,23	(Clancy et al. 1992)
0,05-3	0,05-2	(Demirel et al. 2004)
0,5 à 0,6		(Fox et al. 1996)
0,57	0,59	(Gupta et al. 1994)
0,04	0,01	(Harada et al. 1994)
1	1	(Kim et al. 2002)
1,98	16,72	(Li et al. 1996)
4,46	4,45	(Matsumoto et al. 1991)
0,586	0,421	(Moteleb et al. 2002)
0,62	0,12	(Parkin et al. 1990)
0,9	0,9	(Percheron et al. 1997)
0,89	0,25	(Ronnow et al. 1982)
2,00	2,00	(Speece et al. 1983)

Les *Archaea* méthanogènes ont également besoin de sodium, inhibiteur entre 6 et 40  $\text{g.L}^{-1}$  (Hulshoff Pol et al. 2004), de potassium, de magnésium, de molybdène, de sélénium et

de tungstène (Archer et Kirsop 1990). Leur croissance nécessite évidemment de l'azote ammoniacal ( $\text{NH}_4^+$ ), mais un excès réduit leurs performances lorsqu'elles ne sont pas acclimatées. La forme non ionisée  $\text{NH}_3$  est toxique et les seuils de tolérance décrits dans la littérature couvrent une large gamme. Bhattacharya et *al.* (1989) rapportent ainsi que certaines études observent un début d'effet à  $700 \text{ mg N-total.L}^{-1}$  alors que d'autres (Singh et *al.* 1999) montrent que des boues supportent des teneurs supérieures à  $8000 \text{ mg N-total.L}^{-1}$ .

### II.3.5 Charge organique entrante

Si le déchet est bien biodégradable, il faut éviter les surcharges brutales (augmentation de plus de 20 % en moins d'une journée) (Damien 2004) qui risquent de déséquilibrer le processus et d'acidifier le milieu par suite d'une trop rapide production d'AGV. Pour les déchets de biomasse (dont la teneur en carbone de la matière organique est environ 50 % de sa masse sèche), un calcul simple montre que l'on obtient environ  $1 \text{ Nm}^3$  de biogaz par kilogramme sec de matière organique dégradée.

### II.3.6 Oxygène moléculaire et teneur en eau

L'oxygène ( $\text{O}_2$ ) est extrêmement toxique pour les bactéries anaérobies strictes que sont les acétogènes et les méthanogènes. Il est donc indispensable de protéger le milieu de toute entrée d'air. Une façon simple de procéder est de travailler en système noyé (c'est à-dire saturé en eau) dans le digesteur. Les procédés de méthanisation sont donc spécialement adaptés pour des déchets très humides (teneur en eau bien supérieure à 80 %) (Gourdon 2004).

### II.3.7 Agitation

C'est un point relativement délicat à maîtriser sur le moyen et le long terme, car les matériels utilisés sont fortement sollicités et l'état physique du déchet (solide ou boueux) rend l'agitation difficile. Pour les déchets boueux, l'agitation doit permettre d'éviter, d'une part, la formation de croûtes résultant de la flottation de divers débris et, d'autre part, la décantation de particules denses, tout en interdisant l'entrée d'air dans le digesteur. L'agitation peut être assurée par :

- Brassage mécanique à l'aide d'un dispositif immergé tournant lentement (20 à 50 tr/min);
- Brassage hydraulique à l'aide de pompes adaptées (cas des déchets boueux);
- Brassage par injection de biogaz comprimé à la base du digesteur.

Il n'est pas nécessaire de maintenir une agitation en permanence. On fait, en général, fonctionner le système d'agitation de façon périodique (par exemple, 15 min toutes les 2 h) et un peu avant et après l'alimentation pour les systèmes semi-continus (Gourdon 2004).

## II.4 Types de réacteurs et procédés

### II.4.1 Réacteurs à lit fixe (Biomasse fixée)

#### II.4.1.1 Réacteur à support fixe en vrac ou biofiltres anaérobies

Le filtre anaérobie a été mis au point vers la fin des années soixante afin de pallier les difficultés de séparation des boues rencontrées avec le procédé contact anaérobie. Il s'agit d'un réacteur rempli avec un support particulaire au sein duquel la biomasse est retenue et alimentée en courant ascendant ou descendant. Le support représente une surface disponible pour la formation d'un film bactérien et diminue la turbulence du fluide, ce qui permet une sédimentation efficace de la biomasse restée en suspension (Young et Dahab 1982; van den Berg et *al.* 1985). L'utilisation d'un support d'une faible granulométrie peut également permettre une filtration efficace Weiland et Rozzi 1991.

L'élimination des surplus de biomasse pour éviter le colmatage est difficile à mettre en œuvre, étant donné que le garnissage rend les purges peu efficaces. L'application d'un flux descendant a permis de réduire ce problème majeur (van den Berg 1984). La recirculation du biogaz permet également de déloger la biomasse et de l'éliminer avec le flux d'eau.

Un autre inconvénient des biofiltres réside dans le régime hydraulique piston du réacteur qui peut engendrer la formation des chemins d'écoulements préférentiels si la distribution de l'effluent à la base du filtre n'est pas répartie de manière homogène (Wheatley 1990).

Ce type de réacteur paraît, donc, adapté pour le traitement d'effluents contenant peu de matières en suspension (Wheatley 1990). La conception simple du réacteur, la rapidité de démarrage du système, la tolérance aux variations de concentration et de température de l'effluent à traiter, la possibilité d'adopter un aspect modulaire qui facilite l'adaptation aux variations de charge, l'absence de mélange mécanique sont les principaux avantages du procédé de biofiltration (Tay et *al.* 1996).

### II.4.1.2 Réacteurs à support fixé orienté/ organisé

Développé dans les années 70 afin de résoudre les problèmes de colmatage rencontrés avec les biofiltres, ce type de réacteur peut fonctionner en mode ascendant ou descendant (Fig.12) (Seghezzi *et al.* 1998). En mode descendant, la circulation à contre courant de l'effluent liquide et du gaz, produit au niveau du biofilm, permet une meilleure distribution de l'effluent. Les risques de colmatage sont réduits par l'utilisation de supports présentant des taux de vide importants, permettant le lessivage des particules en suspension. La biomasse est ainsi entièrement fixée sur le support du réacteur sous la forme d'un biofilm, et il n'y a pas ou très peu de biomasse en suspension. (van den Berg *et al.* 1985).

Une recirculation périodique du gaz et de l'effluent à contre courant permet de décolmater le support et de contrôler la quantité de biomasse présente dans le réacteur. De nombreux digesteurs industriels de ce type sont actuellement en activité pour le traitement des effluents de distilleries, de laiteries, de fromageries, de raffineries de sucre de betterave et de canne, de conserveries, de fabriques de confiture, de porcheries et d'industries chimiques (Camilleri 1988; Henry et Varaldo 1988;).

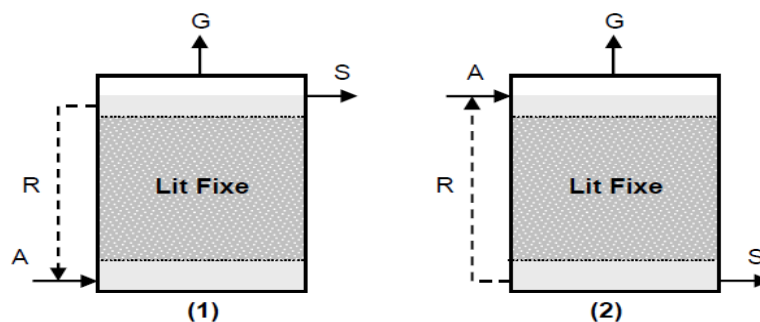


Figure 12. Configurations des réacteurs à lit fixe, (1) flux ascendant, (2) flux descendant. G: gaz. S: sortie. A: alimentation. R: recirculation (Seghezzi *et al.* 1998)

### II.4.2 Réacteurs à lit de boues

#### II.4.2.1 Réacteur à flux ascendant

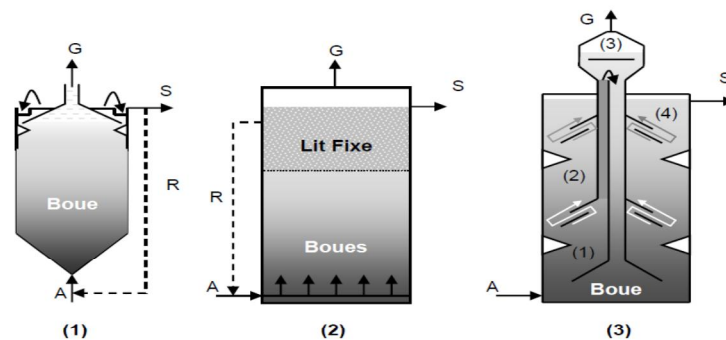
Développé par Lettinga *et al.* (1980), le réacteur à lit de boues (UASB pour Upflow Anaerobic Sludge Blanket) est un réacteur sans garnissage, alimenté en flux ascendant et équipé à sa partie supérieure d'un système de séparation gaz-liquide-solide. Ce système permet l'évacuation du biogaz et limite la sortie des matières en suspension.

Son comportement hydraulique est de type parfaitement mélangé excepté au niveau du séparateur gaz-liquide-solide qui présente les caractéristiques hydrauliques d'un réacteur piston (Heertjes et van der Meer 1978). L'agitation du milieu est principalement due à la

production de biogaz. Une bonne distribution de l'effluent est nécessaire, en particulier pour les eaux usées faiblement concentrées en DCO qui génèrent peu de gaz, ceci afin d'éviter la formation de chemins préférentiels (Lettinga et al. 1990).

La rétention de la biomasse dans les réacteurs à lit de boues est basée sur la capacité des microorganismes anaérobies à floculer pour former des granules qui peuvent atteindre jusqu'à 5 mm de diamètre et qui présentent de bonnes caractéristiques de sédimentation (indice volumique  $< 20 \text{ ml.g}^{-1} \text{ MVS}$  ; vitesse maximale de sédimentation  $> 5 \text{ m.h}^{-1}$ ), et une bonne résistance mécanique. Ceci évite leur lessivage du réacteur dans lequel la vitesse ascensionnelle du liquide est généralement maintenue entre 1 et  $1,5 \text{ m.h}^{-1}$  (Show et al. 2004).

Le principal problème réside dans la formation et le maintien des granules. La granulation est un phénomène lent qui entraîne une longue période de démarrage (environ 6 mois) si des boues de digesteurs non adaptées sont employées comme inoculum. La formation d'une boue granulaire est pratiquement impossible avec certains types d'effluents et une dégranulation peut être observée lorsque le réacteur qui traite ces effluents estensemencé avec une boue déjà granulaire.



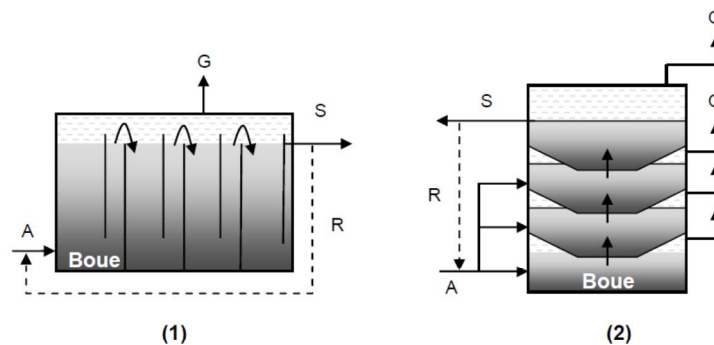
**Figure 13. Schéma de principe d'un réacteur à lit de boues (1) à flux ascendant (UASB : Up-flow Anaerobic Sludge Blanket), (2) Hybride, (3) à circulation interne (IC). G : gaz. (Lettinga et al. 1990)**

Les évolutions apportées à l'UASB depuis son invention sont nombreuses. Ainsi, certains chercheurs ont remplacé le séparateur gaz-solide en haut du réacteur par un lit fixe ascendant (UASB-FA) (Nicolella et al. 2000). D'autres équipes ont adapté les conditions de fluidisation d'un lit fluidisé (vitesses de liquide et de gaz) aux lits de boues pour obtenir l'expansion des granules et traiter divers rejets chimiques, biochimiques, biotechnologiques à forte charge (Nicolella et al. 2000). Ce réacteur est communément appelé EGSB (Expanded Granular Sludge Blanket) et peut traiter des charges plus importantes. La compartimentation de l'espace du réacteur a conduit au réacteur à circulation interne (IC pour Internal Circulation), qui est constitué de deux réacteurs UASB superposés. Le réacteur inférieur

fonctionne à forte charge et le biogaz produit est récupéré pour la fluidisation du second réacteur situé au-dessus et alimenté à faible charge (Nicoletta et al. 2000).

### II.4.3 Réacteur compartimenté

Conçu dans les années 1980 (Bachmann et al. 1985), deux configurations sont possibles : soit un réacteur horizontal équipé de séparations verticales, qui délimitent un certain nombre de compartiments successifs sur toute la longueur du digesteur, soit une configuration verticale, on parle alors de réacteur à plateaux (Law et al. 2004). L'enceinte réactionnelle est ainsi séparée en plusieurs réacteurs à lit de boues successifs et la biomasse piégée entre les différents compartiments prend la forme de granules, comme dans le réacteur UASB. Le courant d'eau est alternativement montant et descendant d'un compartiment à l'autre, et l'architecture du digesteur permet d'obtenir un courant majoritairement montant au niveau du lit de boue.



**Figure 14. Schéma de principe d'un réacteur à lit de boues compartimenté horizontal (1), compartimenté vertical ou à plateau (2). G : gaz. S : sortie. A : alimentation. R : recirculation (Bachmann et al. 1985)**

La séparation de la biomasse en plusieurs compartiments permet la sélection de différentes populations bactériennes le long du réacteur. L'espace réactionnel peut alors être assimilé à un système de 2 phases pour la digestion anaérobie avec l'acidogenèse dans les premiers compartiments et la méthanogenèse en fin de réacteur. Cette configuration assurerait une meilleure stabilité vis à vis des perturbations environnementales (Barber et Stuckey 1999).

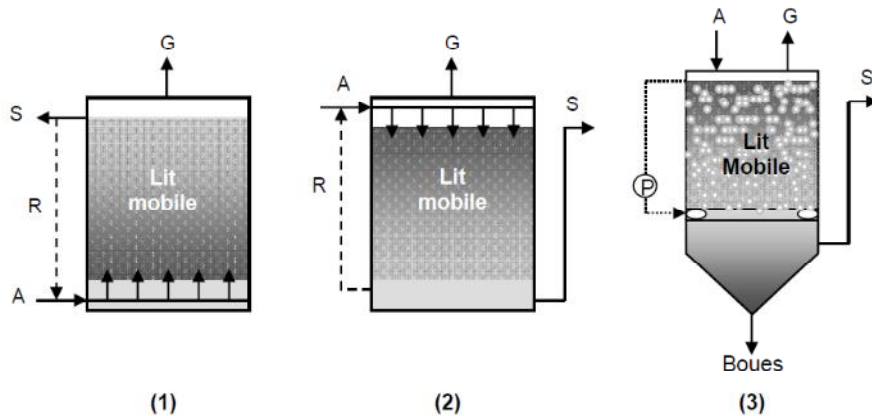
Xiushan et al. (1988) ont montré, par exemple, que le premier compartiment d'un réacteur compartimenté traitant des effluents contenant beaucoup d'acétate renfermait des granules présentant à leur surface principalement des colonies de *Methanosarcina*, alors que dans les autres compartiments, les bactéries du genre *Methanothrix* étaient majoritaires.

Cette organisation bactérienne devrait permettre au système de mieux résister au choc de charge. Parmi les avantages de cette technologie, la transposition spatiale des réactions temporelles du processus de méthanisation, qui est considérée comme très intéressante.

Cependant, les temps de séjour hydraulique (TSH) faibles (20 heures) engendrent la formation de chemins préférentiels et sont accompagnés d'un lessivage important de la biomasse (Barber et Stuckey 1999).

#### II.4.4 Réacteur à lit expansé ou fluidisé

Ce type de réacteurs (Fig.15), appartient à la dernière génération des digesteurs à biomasse fixée. Les microorganismes sont immobilisés sur un support constitué de fines particules granulaires inertes (0,1 à 1 mm de diamètre). Le support est mis en suspension (fluidisé) par un courant de liquide, ascendant (lit fluidisé ascendant, LFA) ou descendant (lit fluidisé descendant, LFD), en fonction de la densité du support (van den Berg 1986 ; Iza et *al.* 1988 ; Wheatley 1990). Si le lit de particules n'est expansé que de 20 à 30% (vitesses proches du minimum de fluidisation), on parle de réacteur à lit expansé. Si le taux d'expansion est supérieur à 30%, on parle de lit fluidisé (Laguérie et Guigon 1991). L'avantage majeur des lits fluidisés provient de la mobilité des particules qui permet d'assurer un bon mélange du milieu réactionnel et réduit les possibilités de colmatage (Roustan et *al.* 1993).



**Figure 15. Schéma de principe d'un réacteur à lit fluidisé (1) à flux ascendant, (2) à flux descendant, (3) à lit turbulé inverse. G : gaz. S : sortie. A : alimentation. R : recirculation du liquide. P : pompe de recirculation du gaz. (Shimodaira et Yushina 1983; Nicoletta et *al.* 2000)**

Les concentrations en biomasse, dans le réacteur à support particulaire mobile, se situent couramment entre 15 et 30 g.L<sup>-1</sup> (Elmaleh et *al.* 1984; Chen et *al.* 1988) et peuvent atteindre 50 g.L<sup>-1</sup> (van Loosdrecht et Heijnen 1993). Cette caractéristique laisse envisager la possibilité de traiter, efficacement, des charges organiques très élevées.

Un problème majeur est la rétention du support colonisé au cours de l'opération. En effet, la vitesse de fluidisation permettant un taux d'expansion du lit constant doit être adaptée à la variation de taille et de densité du support, afin de maintenir les particules les plus lourdes (les moins colonisées) en fluidisation, tout en évitant de perdre les particules les plus légères (les plus colonisées). Diez-Blanco *et al.* (1995) ont dû appliquer une baisse de 22% de la vitesse de recirculation liquide pour conserver la fluidisation de l'ensemble des particules vierges et colonisées. Ce paramètre est cependant difficile à maîtriser (Steyer *et al.* 1999).

Une autre caractéristique des lits fluidisés ascendants concerne la formation d'un lit de boues en haut du réacteur (Garcia-Encina et Fernandez Polanco 1987). Il peut représenter jusqu'à 70% de la biomasse active du réacteur et présenter un risque de désagrégation non contrôlable (Fox *et al.* 1990). Cependant, certains auteurs (Coma *et al.* 1990) rappellent l'utilité d'une floculation en haut d'un lit fluidisé, équipé d'un décanteur multitubulaire, sur l'élimination des matières en suspension.

#### II.4.5 Réacteur à lit turbulent inverse

Le réacteur à lit turbulent inverse (LTI) utilise du gaz pour fluidiser des particules de masse volumique inférieure à celle de l'eau ( $\rho_{\text{solide}} < \rho_{\text{eau}} \approx 30 \text{ à } 200 \text{ g.L}^{-1}$ ). A partir d'un certain débit de gaz, le solide se répartit tout au long de la colonne (Roustan *et al.* 1995). Le gaz injecté à la base du réacteur assure, seul, la fluidisation du support, ce qui la rend totalement indépendante du débit d'alimentation de liquide. La hauteur du lit est parfaitement contrôlée et stable puisque les particules flottantes ne descendent pas en dessous de la zone d'injection du gaz, à l'exception des particules trop colonisées, qui peuvent alors être facilement récupérées au fond du réacteur par décantation (Buffière *et al.* 2000). La mise en mouvement du solide par le gaz est le résultat de deux phénomènes (Comte *et al.* 1997) :

- La pseudo-fluidisation : La diminution de la densité du mélange liquide-gaz, considérée comme une pseudo-phase, va favoriser la décantation des particules et entraîner un gradient axial de concentration en solide. La distribution du solide est homogène lorsque la masse volumique du pseudo-fluide est égale à celle du solide. Dans le cas de l'extensosphère, c'est le mélange liquide-solide qui est le pseudo-fluide (Sanchez *et al.* 2005) ;
- Les circulations liquides générées par l'ascension des bulles participent également à la mise en mouvement du support. En effet, les bulles, générées par le distributeur, montent dans la colonne et sont suivies d'un sillage liquide. Il se crée

des courants de liquide ascendants mais également des courants descendants dans les zones pauvres en bulles (parois de la colonne).

Ces deux phénomènes coexistent et sont responsables de la fluidisation. En effet, des résultats ont montré que la fluidisation homogène (gradient de solide proche de zéro sur la hauteur du lit) est observée pour des vitesses de gaz ( $U_g$ ) et des rétentions gazeuses bien inférieures à celles qui entraînent une densité du pseudo-fluide (liquide-gaz) égale à celle du solide. Les mouvements de liquide, induits par la remontée des bulles de gaz, sont également responsables de la fluidisation des particules. Buffière (2000) et Michaud (2001) ont montré qu'avec un support d'une taille de l'ordre du millimètre et une densité proche de celle de l'eau d'une part et d'un solide d'une taille de l'ordre de 0,1 mm et de densité très faible ( $\cong 0,7$ ) d'autre part, une fluidisation homogène, avec un gradient de solide proche de zéro, est observée pour une vitesse de gaz ( $U_g$ ) bien inférieure à celle qui entraîne une densité du pseudo-fluide (liquide-gaz) égale à celle du solide.

Héteu et Martin (2003), ont classé les digesteurs selon leur mode d'alimentation. Sous cette classification on peut citer:

#### **II.4.6 Digesteur batch ou discontinu**

Il a l'avantage d'être d'une construction simple. Le mode opératoire consiste à remplir le digesteur avec les substances organiques et laisser digérer, le temps de rétention étant fonction de la température et d'autres facteurs. A la fin de la digestion, le digestat est évacué et le processus peut recommencer. Ces systèmes, rustiques et d'une grande simplicité technique, sont avantageux pour traiter les déchets solides comme les fumiers, les résidus agricoles ou les ordures ménagères. La production de biogaz n'est pas régulière : au début du cycle, la fermentation du substrat ne venant que de commencer, la production de biogaz est lente. Elle s'accélère, et atteint un taux maximal au milieu du processus de dégradation et chute en fin de cycle lorsque seuls les éléments difficilement digestibles restent dans le digesteur.

#### **II.4.7 Digesteur continu**

Le substrat introduit de manière continue, est digéré et déplacé soit mécaniquement, soit sous la pression des nouveaux entrants vers la sortie sous forme de digestat. Le fonctionnement en continu, est bien adapté aux installations de grande taille. Il existe trois principaux types de digesteurs continus : système à cuve verticale, système à cuve horizontale et système à cuve enterré (Fig. 16).

Ce dernier est appelé aussi digesteur enterré ou familial, il est très utilisé en Chine, en Inde, en Asie du Sud-Est et en Afrique. N'utilisant pas d'appareillage, il s'agit de cuves maçonnées, ou de ballons en matière synthétique, nécessitant pour leur exploitation et leur entretien une main d'œuvre non qualifiée (Leena 2003).

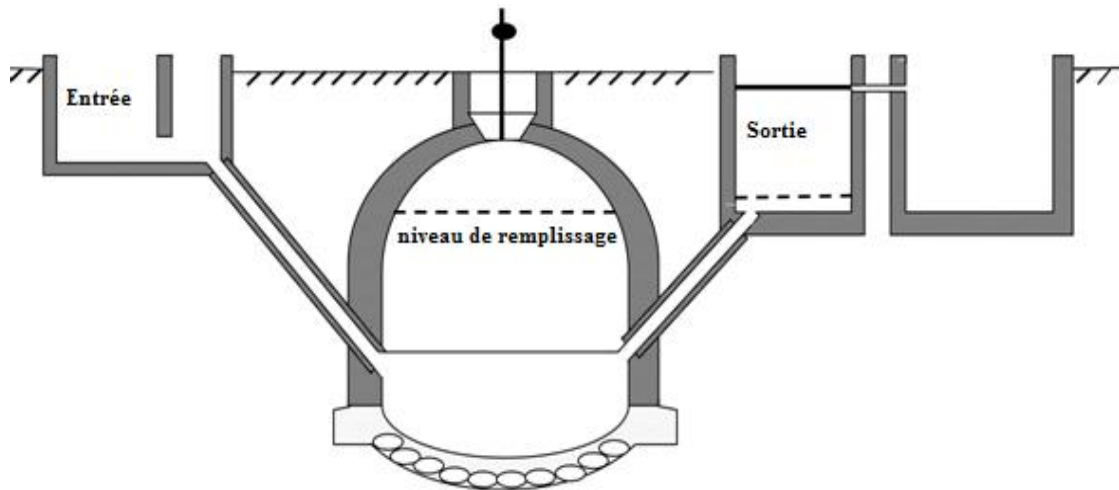


Figure 16. Schéma d'un digesteur enterré

### II.5 Type de support

Les matériaux servant de support doivent répondre aux exigences suivantes (Berne et Richard 1989) :

- Surface spécifique importante, variant de 80 à 300  $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$  ;
- Indice de vide élevé pour éviter le colmatage ;
- Légèreté, de manière à pouvoir être utilisés sur des hauteurs importantes (4 à 10m) ;
- Résistance mécanique suffisante;
- Inertie biologique ;
- Stabilité chimique.

Le Tableau 4 présente différents types de supports commercialisés pour les procédés à biomasse fixée et leurs caractéristiques.

**Tableau 4. Caractéristiques des différents supports ( Moletta 2002).**

Type de réacteur	Nature du support	Taille en cm	Surface spécifique ( $m^2.m^{-3}$ )	Porosité (% vide volumique)	Densité ( $Kg.m^{-3}$ )	
Lit fixe	Vrac	Gravier	0,6 à 3,5	100	40	2,5
		Galets	4	100	42	2,5
		Anneaux céramique	Ø 2,2x 2,5	49	83	-
		Anneaux plastique øFlocorø	Ø 9	114	95	-
		Anneaux plastique øPallø	Ø 3 x 3	230	95	50-70
		Mousse polyuréthane	Ø 9	102	95	-
		Mousse polyuréthane	Pores ø 0,25	-	95	-
	ordonné	Tube (drains)	Ø 2,5	70-143	-	-
		Bloc BF goodrich Vinyl core	120	125	-	-
		Polypropylène perforé	Ø 9	89	95	-
Cloisonyl		-	220	-	-	
Lit mobile	Charbon actif	-	-	60	-	
	Sable	0,3-2	2500-4000	40	-	
	U-Sphere	$5.10^{-3}$ - $3.10^{-2}$	20 000	40	0,7	

### II.5.1 Supports fixes

En ce qui concerne les réacteurs à support en vrac, une grande partie de la biomasse retenue dans le réacteur n'est pas attachée et reste dans les interstices du support, ce qui engendre le colmatage de certaines zones du réacteur et réduit ses performances jusqu'à un dysfonctionnement complet. Ces problèmes peuvent cependant être minimisés par l'emploi d'un support avec un coefficient de vide important souvent supérieur à 90 %. Les pierres et graviers peuvent être utilisés dans les lits fixes, mais ils possèdent des coefficients de vide inférieurs à 50% et sont ainsi des supports mal adaptés (Weiland et Rozzi 1991). De bien meilleurs résultats sont obtenus avec des matériaux de remplissage tels que les plastiques de type PVC flocor, Pall, etc. (Weiland et al. 1988; Wheatley 1990). Ce type de support fournit une surface spécifique inférieure à  $100 m^2.m^{-3}$  ce qui réduit la surface disponible au biofilm.

Dans les réacteurs à support organisé, le support en vrac est remplacé par un garnissage ordonné constitué de tubes ou de plaques disposés de façon à créer des canaux verticaux. Ces canaux ont pour but de favoriser l'élimination de la biomasse en excès ou des matières en suspension. Le matériel utilisé pour la construction du support peut être du PVC, de la céramique ou du polyester (van den Berg 1984). L'orientation du garnissage entraîne un coefficient de vide important et une surface spécifique supérieure à  $150 m^2.m^{-3}$  (tableau 5).

Cependant, Show et Tay (1999) n'obtiennent qu'une amélioration de 5% du rendement de dépollution en doublant leur surface disponible dans un réacteur à lit fixe. L'aire de surface offerte dans ce type de procédé n'est donc pas le critère unique pour augmenter l'activité bactérienne.

**Tableau 5. Exemples de supports cités dans la littérature pour les biofiltres anaérobie et la partie filtrante des réacteurs hybrides**

Procédé	Support	Auteurs
FA	Celite (Manville biocatalyseur)	Farhan (1997)
FA	Verre et PVC (anneaux)	Show et <i>al.</i> (1999)
FA	Pierre ponce	Kocadagistan et <i>al.</i> (2005)
FA	PVC (Anneaux Rasching)	Pereira et <i>al.</i> (2002)
FA	PVC (Anneaux Rasching)	Pu al et <i>al.</i> (2000)
FA	Tube PVC	del Pozo et <i>al.</i> (2002)
Hybride	Fibres de nylon	Suvajittamont et <i>al.</i> (2003)
Hybride	Plastique (tube)	Hutnan et <i>al.</i> (1999)
Hybride	Polyéthylène (anneaux)	O'Flaherty et <i>al.</i> (2004)
Hybride	Sections de tuyaux en plastique	Buyukkamaci et <i>al.</i> (2004)

### II.5.2 Supports mobiles

Les supports utilisés sont soit naturels (sable, gravier, charbon...) (Fernandez et *al.* 2001), soit synthétiques (plastiques) (Wheatley 1990). Ces derniers semblent avoir la préférence à l'heure actuelle car leur faible densité les rend facilement mobilisables. Le diamètre faible des particules utilisées permet d'atteindre des surfaces spécifiques potentielles pour une colonisation très importante de l'ordre de 1 à 25 m<sup>2</sup>.L<sup>-1</sup> (Henze et Harremoes 1983; Switzenbaum 1983; Hall 1987; Michaud et *al.* 2003).

Une surface de solide importante augmente les chances de fixation des bactéries sur le support et peut être considérée comme un critère de rapidité d'adhésion. De plus, dans le cas des lits fluidisés liquide-solide, un support de petite taille présente un autre avantage les vitesses du liquide pour fluidiser un support diminuent avec sa taille, ce qui permet de réduire l'énergie de fluidisation et donc les coûts de fonctionnement (Jeris 1983).

La densité du matériau peut aussi influencer le choix du support pour la même raison économique. De plus, Heijnen (1992), rapporte que les supports de petite taille sont moins soumis aux frictions et génèrent donc moins de contraintes d'attrition lors de la formation du biofilm.

Or, des études récentes sur des configurations de réacteurs à forte agitation (conditions turbulentes) montrent que l'adhésion des cellules est plus dominée par les conditions hydrodynamiques que par les caractéristiques physico-chimiques du solide (Gjaltema et *al.*

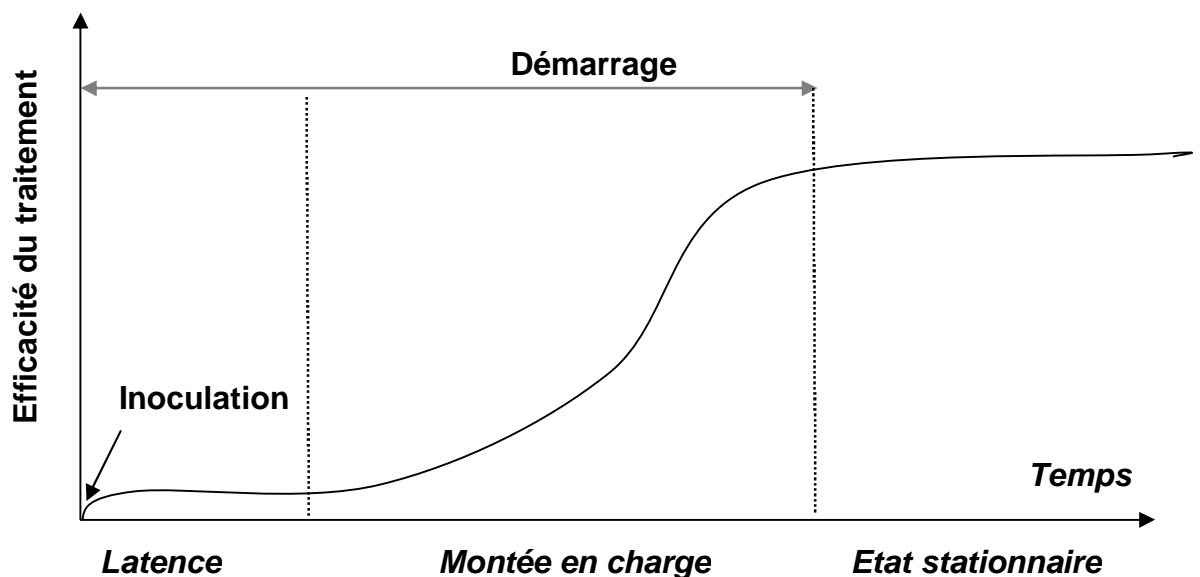
1997). La forte intensité des collisions entre particules a alors une forte influence négative sur l'adhésion et la formation du biofilm.

**Tableau 6. Exemples de supports cités dans la littérature pour les réacteurs à lit mobile. LFA : lit fluidisé ascendant, LFD : lit fluidisé descendant, LTI : lit turbulé inverse.**

Procédé	Support	Référence
LFA	Biolite	Garcia-Encina <i>et al.</i> (2005) ; Hidalgo <i>et al.</i> (2002) ; Holst <i>et al.</i> (1997)
LFA	Cendre charbon	Ye <i>et al.</i> (2005)
LFA	Charbon actif granulaire	Araki et Harada (1994) ; Farhan (1997) ; Fernández <i>et al.</i> (2001)
LFA	Perle de verre aggloméré	Allaoui et Forster (1994) ; Perez <i>et al.</i> (1997)
LFA	Pierre ponce	Allaoui et Forster (1994)
LFA	Pouzzolane	Buffière (2000)
LFA	Sable	Marin <i>et al.</i> (1999)
LFA	Tests de diatomées	Farhan (1997)
LFA	Zéolite	Fernández <i>et al.</i> (2001)
LFD	Perlite	Garcia-Caldérón (1998)
LTI	Extendosphere	Buffière <i>et al.</i> (2000) Arnaiz <i>et al.</i> (2005) ; Michaud. (2005)

## II.6 Démarrage des digesteurs anaérobies.

La Figure 17 présente schématiquement l'évolution de l'efficacité d'élimination d'un procédé biologique lors du lancement des digesteurs anaérobies. Quatre phases peuvent être distinguées : la phase initiale correspondant à l'inoculation (ou ensemencement) du réacteur, la phase de latence, la montée en charge, et la phase stationnaire. Le démarrage regroupe les trois premières étapes (Heppner *et al.* 1992).



**Figure 17. Représentation théorique du fonctionnement d'un réacteur biologique (Weiland *et al.* 1991)**

La durée du démarrage d'un réacteur anaérobie à forte charge est longue et très variable, généralement entre 2 et 9 mois (Lauwers et *al.* 1989), voire 12 mois (Bull et *al.* 1983) ou plus encore pour les procédés thermophiles (Puñal et *al.* 2000). Elle dépend de nombreux paramètres biologiques, chimiques et physiques.

Comme le montre la Figure 18, le démarrage est influencé par la composition et la charge de l'effluent à traiter, l'activité et l'adaptation de l'inoculum, les paramètres environnementaux (pH, température, présence et concentration en nutriments et éléments traces), les paramètres opérationnels (temps de séjour hydraulique, mélanges des phases) et le design du réacteur.

Enfin, la phase de démarrage est inextricablement liée aux différentes phases de formation du biofilm (conditionnement des surfaces, adhésion sur le support et agrégation des cellules en un biofilm), influencées par les paramètres physico-chimiques, les conditions hydrodynamiques et l'augmentation de la charge organique (Zellner et *al.* 1991).

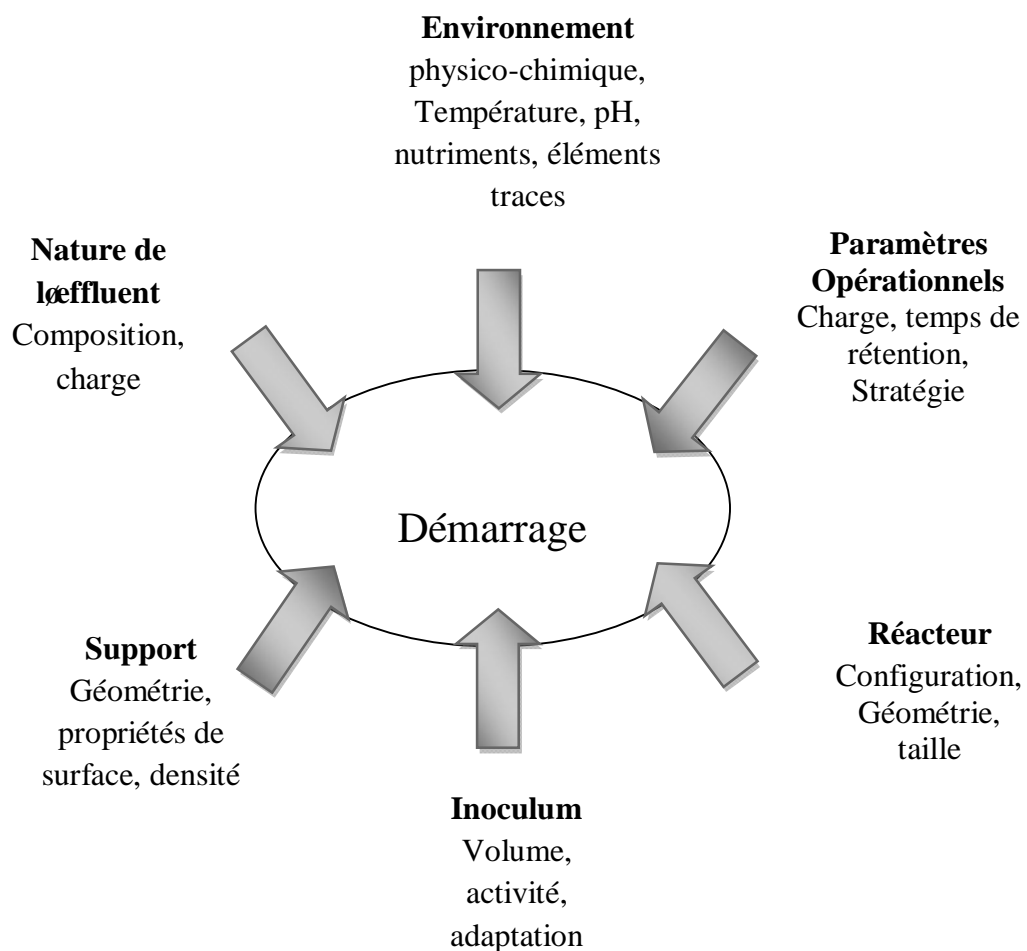


Figure 18. Paramètres influençant le démarrage des réacteurs à forte charge (Prakash et *al.* 1996)

La réduction de la durée de démarrage est l'un des paramètres clés pour augmenter la compétitivité des réacteurs anaérobies à fortes charges (Weiland et al. 1991). La mise au point d'un protocole standard efficace de démarrage des réacteurs anaérobies à biomasse fixée faciliterait leur utilisation au niveau industriel (Camilleri 1988).

## **II.7 Modes de valorisation du biogaz**

Plusieurs modes de valorisations ont été mis en œuvre. Certains sont exploités de manière industrielle alors que d'autres restent plus marginaux. Le choix dépend de plusieurs critères comme la qualité, la stabilité du biogaz et les besoins locaux. Le biogaz nécessite d'être traité dans la plupart de ses utilisations du fait de la présence de composés chimiques indésirables.

Le biogaz est un composé à haute teneur en méthane, ce qui en fait un proche parent du gaz naturel fossile. La valeur énergétique moyenne du biogaz est de 5 à 10 kWh/Nm<sup>3</sup>, (en fonction de sa teneur en méthane) (Michaud 2004). De ce fait, le biogaz se prête bien à différentes valorisations énergétiques. En fonction de sa composition intrinsèque et de l'utilisation que l'on souhaite en faire, il pourra être utilisé brut ou épuré.

Chaque kWh utilisé à partir de biogaz, permet d'économiser les ressources en énergie fossile. D'où l'intérêt écologique et économique de contrôler et d'organiser de façon industrielle la fabrication de ce biogaz soit par voie de méthanisation en réacteur, soit par récupération du biogaz de décharge. Le biogaz peut être valorisé pour produire de l'énergie thermique et/ou électrique. Tout comme un combustible fossile, il peut être caractérisé par son pouvoir calorifique inférieur (PCI) (Moletta 2005).

Jusqu'à ces dernières années, le biogaz produit dans les décharges publiques et parfois dans les fermenteurs, était le plus souvent considéré comme un sous-produit de la décomposition organique, et ne donnait que rarement lieu à une valorisation. Depuis dix ans, l'amélioration des techniques de mise en décharge ainsi que des performances des fermenteurs anaérobies a conduit à un net accroissement des débits de gaz produits, rendant rentable et même parfois très avantageuse la récupération de l'énergie "biogaz".

On distingue quatre types de valorisation:

- Valorisation thermique en chaudière;
- Valorisation électrique par turbine à vapeur ou groupe électrogène ;
- Valorisation en carburant automobile ;
- Valorisation par injection dans le réseau de gaz de ville.

### II.7.1 Valorisation thermique

La valorisation du biogaz sous forme de chaleur est la voie la plus ancienne et la mieux maîtrisée. Les contraintes de purification sur le biogaz sont relativement légères et la teneur en  $\text{CH}_4$  du biogaz peut descendre jusqu'à 20% (Léonard 2001). Il est nécessaire d'utiliser des brûleurs spéciaux adaptés à la combustion du biogaz. Au niveau technique, le problème le plus délicat reste celui de la corrosion due à la présence de vapeur d'eau, d'hydrogène sulfuré et de composés organo-halogénés. La chaleur est utilisée soit in situ pour faire fonctionner l'installation de méthanisation, soit pour faire fonctionner des structures proches de l'installation.

### II.7.2 Valorisation électrique

Le biogaz peut être valorisé pour la production d'électricité. Cette électricité peut être utilisée directement sur le site comme par exemple pour alimenter une flotte de véhicules électriques ou être injectée dans le réseau électrique. Cependant, cette voie nécessite des investissements lourds et elle est soumise aux tarifs de rachats imposés par les sociétés de production d'électricité qui reste problématique. (Florence 2005)

### II.7.3 Valorisation en carburant automobile

Pour cette application, les spécifications de pureté du gaz sont beaucoup plus sévères que pour les précédentes, puisque le biogaz utilisé comme carburant doit contenir un minimum de 96% de méthane. Il faut en outre que le point de rosée soit inférieur à  $-20^\circ\text{C}$  (ce qui correspond à une teneur en eau inférieure à  $15 \text{ mg/m}^3$ ), que la teneur en  $\text{H}_2\text{S}$  soit inférieure à  $100 \text{ mg/m}^3$ , et que la teneur en hydrocarbures liquides soit inférieure à 1 %, avec une teneur en poussières limitée à 40 microns.

### II.7.4 Valorisation par injection dans le réseau de gaz de ville

La composition finale du biogaz injectable ainsi que sa pression dépendent évidemment des spécifications imposées par le gestionnaire du réseau. Ces dernières portent principalement sur les teneurs en méthane, en gaz carbonique, en hydrogène sulfuré et en oxygène. Le gaz injecté doit en outre être odorisé avant l'injection.

Enfin, d'autres systèmes, souvent plus artisanaux sont développés dans le monde pour valoriser le biogaz.

- ✓ Combustion dans les cuisinières à biogaz (photo 1);
- ✓ Combustion dans des lampes à biogaz (Afrique, Asie...);

- ✓ Réfrigérateur à biogaz (Afrique).



**Photo 1. Digesteur anaérobie traitant du lisier avec valorisation du biogaz par alimentation d'une cuisinière (Géorgie) (Stuckey 1998).**

### III. Matériels et méthodes

#### III.1 Valorisation de la boue lagunage dans un système en batch

##### III.1.1 Description du dispositif expérimental

Le dispositif expérimental est constitué de deux parties principales (Fig.19) :

Le bioréacteur de type batch est constitué d'une bouteille en verre brun d'une capacité d'un (01) litre. Sur son bouchant nous avons confectionné deux sorties. La première sert pour le prélèvement des échantillons à l'aide d'une seringue et la deuxième permet au biogaz produit de s'échapper. Cette dernière est reliée au dispositif de mesure de la pression et de volume du biogaz. Le bioréacteur est hermétiquement fermé, pour assurer une atmosphère anaérobie. Le réacteur est plongé dans un bain thermostaté et agité afin de maintenir une température de 35°C (Chana *et al.* 2002 ; Angélique 2001).

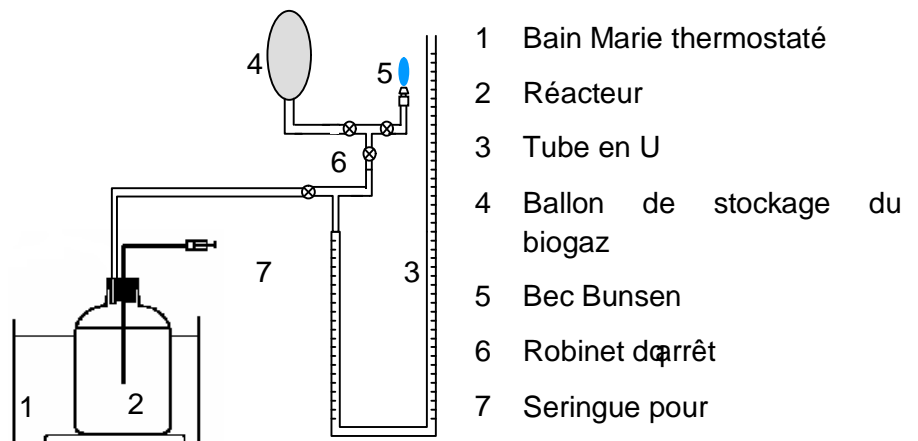


Figure 19. Schéma de dispositif expérimental

La deuxième partie est le dispositif de mesure de la pression et de volume du biogaz, qui est une colonne en verre graduée en forme de U remplie par une solution d'acide saturée en sel (acide citrique 5%, NaCl 20%, pH=2) (Angélique 2001) afin de réduire au maximum la dissolution du CO<sub>2</sub>. Une des extrémités du tube en U est équipée d'un dispositif de stockage de biogaz (ballon) et d'un bec Bunsen pour tester la combustibilité du biogaz.

### III.1.2 Substrat

Le substrat utilisé est constitué essentiellement de la boue de lagunage naturelle de la ville d'Adrar (photo 2). Cette boue de consistance liquide est recueillie le jour même du lancement de la réaction pour éviter toute dégradation de la matière organique avant utilisation. La boue est introduite dans le réacteur avec un taux de dilution approprié. L'eau utilisée pour la dilution est l'eau du robinet, mise au préalable, au repos pendant 24h.



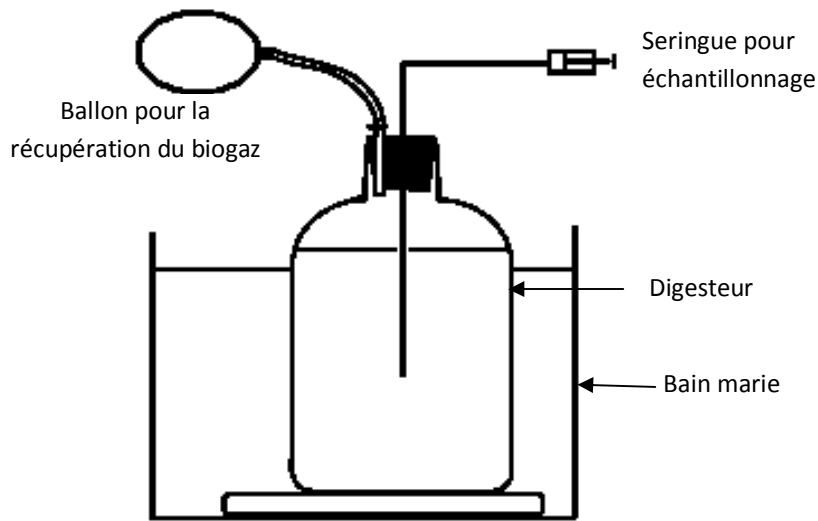
**Photo 2. Boue de lagunage de la ville d'Adrar.**

## III.2 Valorisation des déchets ménagers dans un système en batch

### III.2.1 Dispositif expérimental

Quatre digesteurs fermés hermétiquement pour assurer l'anaérobiose totale, sont utilisés. Ils sont plongés dans un bain-marie à  $35 \pm 2^\circ\text{C}$  (Bachmann et *al.* 1985). Le biogaz produit est récupéré à l'aide d'un ballon (Fig. 20) et le volume est ensuite mesuré à l'aide de

la méthode de liquide déplacé. Le volume mesuré est normalisé dans les conditions normales de température et de pression (Fox et *al.* 1990).



**Figure 20. Dispositif expérimental pour la digestion des déchets ménagers**

### III.2.2 Substrat

Le substrat dans ce cas est les déchets ménagers. Dans cette expérience, il s'agit de tester l'influence de l'ajustement du pH et l'ensemencement sur la digestion anaérobie de ces déchets.

Le substrat étudié est constitué des déchets de cuisines récoltés dans différentes maisons. Il s'agit des épluchures d'oignon, de pomme de terre, de carottes, de betteraves, de salade, d'artichauts. (photo.3).

Ces déchets sont découpés en petits morceaux afin d'assurer une homogénéisation de l'échantillon. Ils sont ensuite introduits dans des digesteurs d'une capacité d'un litre chacun, avec un taux de dilution de 16g de matière sèche par litre (Alvarez et *al.* 2006 ; Chana et *al.* 2002). Le nombre de digesteurs étant quatre :

- Le premier est pris comme témoin sans ensemencement et sans ajustement de pH (NENA) ;
- Le deuxième sans ensemencement mais avec ajustement de pH (NEA) ;
- Le troisième ensemencé sans ajustement de pH (ENA) ;
- Le quatrième avec ensemencement et ajustement de pH (EA).



**Photo 3. Aspect global des déchets ménagers après homogénéisation.**

L'expérimentation consiste à ajuster le pH avec du carbonate de sodium ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) (Pierre 2004) lorsque les valeurs de ce dernier chute au-dessous de 5 (pH inhibiteur du déclenchement de la phase méthanogène (Raposo, et *al.* 2006)). Les valeurs adéquates pour le développement des bactéries méthanogène responsables de la production de biogaz sont comprises entre 6,5 et 7.

L'ensemencement est réalisé par 5ml de la phase liquide d'un digesteur contenant des déchets d'abattoir. Les caractéristiques de l'inoculum sont regroupées dans le tableau 7.

**Tableau 7. Caractéristiques de l'inoculum**

Inoculum	FTAM (germs/ml)	COD (mg/l)	M.S.(%)	M.O.(%)
Déchets d'abattoir	$6,7 \cdot 10^6$	1500	18	80

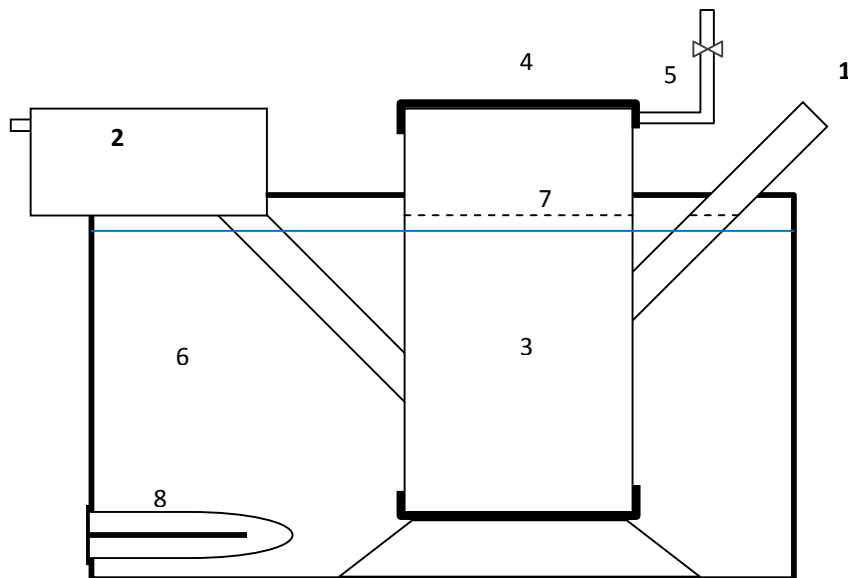
### III.3 Digestion en continu

#### III.3.1 Dispositif expérimental

L'expérience a été réalisée en utilisant un digesteur continu. Le réacteur à l'échelle du laboratoire a été conçu en utilisant un tube de PVC d'un diamètre intérieur de 200 mm et une hauteur totale de 500 mm.

Le volume utile est de 12 l (Fig. 21), le digesteur a été maintenu à la température mésophile ( $35 \pm 2^\circ\text{C}$ ) (Gay 2004) en l'immergeant dans un bain-marie. Il est équipé d'une entrée pour l'alimentation du substrat et d'une sortie pour l'évacuation des effluents.

La sortie du gaz, est connectée à un dispositif de mesure de pression et de volume du biogaz produit. Il s'agit du même dispositif utilisé dans le système batch.



**Figure 21. Dispositif expérimental du digesteur en continu**

1 : Entrée du substrat 2 : Sortie du Digestat 3 : Digesteur 4 : Couvercle  
5 : Sortie du biogaz 6 : Bain-marie 7 : Niveau du substrat 8 : Résistance électrique

#### III.3.2 Substrat

Le substrat utilisé est la boue de la station d'épuration des eaux usées de la ville d'Adrar. La charge organique d'alimentation a été choisie selon les résultats obtenus dans les expériences du système en batch.

Lorsque la phase de démarrage est atteinte, la charge organique d'alimentation est ramenée à une concentration plus élevée fixée dans notre cas à 30g/l.

Le digesteur estensemencé par 30 ml de déchet d'abattoir. Les caractéristiques de l'inoculum sont représentées dans le tableau 8.

**Tableau 8. Caractéristiques de l'inoculum**

Inoculum	COD (mg/l)	M.S %	M.O %
Déchets d'abattoir	1000	28	90

### III.4 Méthodes analytiques

Durant la fermentation, nous avons effectué des analyses physicochimiques et bactériologiques, sur le moût de fermentation lors de chaque prélèvement. Le but de ces analyses est de contrôler le déroulement des réactions de la digestion, de quantifier le degré de dépollution et d'hygiénisation, et de calculer le bilan de matière.

Tous les résultats des analyses sont la moyenne de trois mesures.

#### III.4.1 Paramètres de détermination du bilan de matière

La détermination de la matière sèche (MS) et de la matière organique (MO) nous permet de connaître le bilan matière de la digestion anaérobie. Cela nous renseigne également sur les performances de la dégradation du substrat au cours de la digestion des matières organiques, ainsi que sur les performances liées à la transformation de la matière organique en énergie.

##### III.4.1.1 Détermination des matières sèches

Une prise d'échantillon non centrifugé est versée dans une capsule en aluminium préalablement tarée, soit  $M_1$  la masse de cette prise. Elle est ensuite placée dans une étuve à 105°C. Chaque deux heures la capsule est refroidie dans un dessiccateur avant pesée, jusqu'à ce que le poids soit constant entre deux pesées, soit  $M_2$  la masse de l'échantillon après séchage.

La détermination de la matière sèche se fait au début et à la fin de la digestion selon la méthode décrite par (Michaud 2001):

$M_1$  : Masse de l'échantillon avant dessiccation (g) ;

$M_2$  : Masse de l'échantillon après dessiccation (g).

$$MS(\%) = \frac{M_2}{M_1} * 100 \quad (1)$$

### III.4.1.2 Détermination des matières organiques

La prise d'essai  $M_1$  préalablement séchée ( $105^\circ\text{C}$ ) est calcinée à  $550^\circ\text{C}$ , pendant deux heures dans un four à moufle. Le pourcentage en matière organique (MO) est obtenu par différence de pesée entre la masse de l'échantillon séché à  $105^\circ\text{C}$  et la masse de l'échantillon après calcination. On en déduit le pourcentage de matière organique dans l'échantillon sec (Florence 2005).

$$MO\% = \frac{(M_1 - M_2) * 100}{M_1} \quad (2)$$

Soit

MO% : pourcentage de matière organique contenue dans l'échantillon

### III.4.2 paramètres de contrôle et de suivi de la digestion

#### III.4.2.1 Le pH

Toutes les mesures de pH sont réalisées à l'aide d'un pH-mètre type HANNA 1843. La calibration du pH-mètre est établie à température ambiante en utilisant une solution tampon de pH=7, puis une autre solution tampon de pH=3.

#### III.4.2.2 Titre alcalimétrique complet et acides gras volatils

Le Titre Alcalimétrique Complet (TAC) représente le dosage des carbonates et bicarbonates, responsables du pouvoir tampon du fermenteur vis-à-vis des acides organiques et acides gras volatils. Cette alcalinité permet au pH de rester aux alentours de la neutralité malgré la présence d'acides.

Le contrôle des Acides Gras Volatils (AGV), stade intermédiaire obligatoire de la fermentation méthanique, est indispensable. L'accumulation de ces acides provoque un ralentissement de l'activité des bactéries méthanogènes et peut même bloquer le processus fermentaire.

Ces deux paramètres sont quotidiennement dosés pour contrôler le bon fonctionnement du digesteur pendant la phase de l'inoculation et de latence. Après ces deux phases, ces mêmes paramètres sont dosés deux fois par semaine, et également dans le cas où une chute du pH est observée. Plusieurs auteurs utilisent le rapport AGV/TAC avec un maximum compris entre 0,5 et 0,8 comme indice de bon déroulement de la fermentation méthanique (M. Moletta, 2005).

Lorsque les acides gras volatils s'accumulent dans le milieu, une chute de pH ( $\text{pH} < 5$ ) est observée. Il est donc nécessaire de réajuster ce paramètre par l'adjonction d'une quantité de bicarbonate (M. Moletta, Caractérisation de la diversité microbienne aéroportée des biogaz 2005).

✓ Titre alcalimétrique complet (TAC)

Après centrifugation de l'échantillon pendant 10 min (prise d'essais  $V_e$ ), le pH du surnageant est mesuré (valeur du pH initial). A l'aide d'une burette au 1/10 ml, on acidifie la solution avec de l'acide sulfurique ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) 0,1 N jusqu'à  $\text{pH} = 4$ , soit  $V$  (ml) le volume de l'acide versé (Anderson et Yong. 1992) :

$$TAC = \frac{V * 0.1 * 1000}{V_e} \text{ meq/l} \quad (3)$$

Ou

$$TAC = \frac{V * 0.1 * 1000}{V_e} * 0.05 \text{ g/l de } \text{CaCO}_3 \quad (4)$$

$V_e$  : Volume de la prise d'essai

✓ Acides Gras Volatils (AGV)

Pour mesurer les acides gras volatils nous continuons à acidifier le même échantillon, à l'aide de l'acide sulfurique ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) 0,1 N, jusqu'à  $\text{pH} = 3,5$ . La solution est ensuite bouillie pendant 3 min, puis laissée refroidir (Anderson et Yong. 1992).

La solution refroidie, un dosage avec une solution de soude ( $\text{NaOH}$  0,1N) est réalisé. Le suivi du dosage est effectué par un pH-mètre. Deux valeurs de pH sont très importantes :

- La première à  $\text{pH}=4$ , obtenue en versant un volume de  $\text{NaOH}$  noté  $V_2$ ,
- La deuxième à  $\text{pH}=7$  obtenue en continuant le dosage. Soit  $V_3$  le volume de  $\text{NaOH}$  versée.

$$\text{Acidité volatile} = \frac{(V_3 - V_2) * 0.1 * 1000}{V_e} \text{ mg/l} \quad (5)$$

Ou

$$\text{Acidité volatile d'acide acétique} = \frac{(V_3 - V_2) * 0.1 * 1000}{V_e} * 0.06 \text{ g/l} \quad (6)$$

### III.4.2.3 Mesure du volume de biogaz

Le volume de biogaz produit dans le réacteur va transiter dans la colonne graduée et de ce fait, va déplacer le liquide de remplissage ce qui nous permet de mesurer le volume de biogaz produit quotidiennement. Le volume de biogaz mesuré est ensuite normalisé, corrigé en température et en pression de manière à s'affranchir des variations de ces paramètres dans le milieu. Le volume produit est exprimé en « Nml » (Wauthelet 2004).

### III.4.2.4 Mesure de la pression de biogaz

Le dispositif expérimental réalisé nous permet de mesurer le volume de biogaz produit ainsi que la pression différentielle entre la pression dans le réacteur et la pression atmosphérique par la relation suivante :

$$P = \rho g h \quad (7)$$

Avec

$P$  : pression différentielle (Pa) ;

$\rho$  : masse volumique du liquide de remplissage calculée expérimentalement (g/ml) ;

$h$  : différence de niveau entre les deux colonnes (cm) ;

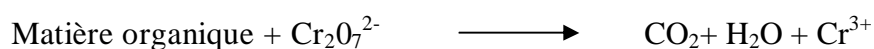
$g$  : accélération de la pesanteur ( $m/s^2$ ).

## III.4.3 paramètres d'épuration

### III.4.3.1 Demande Chimique en Oxygène (DCO)

Le suivi de l'évolution de la DCO est nécessaire pour démontrer le degré de dépollution obtenu par la méthode adoptée. La demande chimique en oxygène représente les composés chimiques oxydables contenus dans l'échantillon. Le bichromate de potassium est utilisé lors de la mesure de la DCO. Le principe de la mesure de la DCO est le suivant :

Le dichromate de potassium qui contient initialement du chrome hexavalent (Cr(VI)) est de couleur jaune. Lorsqu'il est en contact avec des substances chimiques oxydables, il y a formation d'ions trivalents  $Cr^{3+}$  selon la réaction globale:



Les ions trivalents correspondant à la forme réduite du bichromate de potassium, donnent une coloration verte à la solution. La quantité de chrome trivalent apparaissant,

correspond à la quantité de bichromate de potassium consommée par l'oxydation des substances organiques et, par conséquent, à la demande chimique en oxygène (DCO). La DCO est calculée en déterminant la quantité de bichromate consommée par dosage de l'excès de ce réactif par une solution de sel de Mohr en présence de ferroïne comme indicateur de couleur. Toutes les mesures de la DCO sont faites sur des échantillons préalablement filtrés (filtre Wathman 4) (Gay 2004) selon la méthode décrite par (Rodier 1984).

$$DCO = \frac{V_0 - V_1}{V} \cdot T \quad (8)$$

$V_0$  : Volume de sel de Mohr nécessaire au dosage (ml) ;

$V_1$  : Volume de sel de Mohr nécessaire à l'essai à blanc (ml) ;

$T$  : Titre de la solution de sel de Mohr (mol/l) ;

$V$  : Volume de la prise d'essai (ml).

#### III.4.3.2 Demande Biologique en Oxygène (DBO)

La demande biologique en oxygène pendant 5 jours ( $DBO_5$ ), nous renseigne sur la charge polluante biodégradable du substrat. Nous avons choisi de mesurer la  $DBO_5$  au début et à la fin de la réaction. Cette mesure a été facilitée par l'emploi de l'OXitop® WTW, appareil qui permet une mesure manométrique par différence de pression. Il enregistre la consommation journalière de l'oxygène lors de la fermentation aérobie (Moletta 2005).

#### III.4.3.3 Azote Total Kjeldahl (NTK)

L'azote NTK, somme de l'azote ammoniacal et de l'azote organique, est mesuré selon la norme AFNOR 11261, 1995 (Florence 2005). Les échantillons séchés à 105°C sont minéralisés pendant 1 heure à 180°C puis pendant 2 heures à 360°C en milieu acide et en présence d'un catalyseur ( $K_2SO_3$  et Se). Les résidus obtenus après digestion sont distillés après neutralisation de l'excès d'acide par NaOH 30%. Le distillat est récupéré dans un erlenmeyer avec de l'acide chlorhydrique (0,1M). Il est ensuite dosé avec de la soude (0,1M) en présence du rouge de Méthyle comme indicateur.

La teneur en azote NTK est exprimée en mg N-NTK/ Kg MS.

$$N - NTK = \frac{V_0 - V_1}{V} \cdot T \quad (9)$$

Avec :

$V_0$  : volume de la solution de soude utilisé pour l'essai à blanc (mL) ;

$V_1$  : volume de la solution de soude utilisé pour le dosage de l'échantillon (mL) ;

C : concentration de la solution de soude utilisée lors du titrage (mol/L) ;

M : masse de la prise d'essai (g).

#### III.4.3.4 dosage de l'ammonium ( $\text{NH}_4^+$ )

Le dosage de l'ammonium est réalisé après distillation selon la méthode décrite par (Rodier, 1985).

Dans un ballon, nous introduisons la prise d'essai contenant 0,2 à 20 mg d'ammonium. Nous ajoutons 20 ml de solution de carbonate de sodium. Le ballon est placé dans le dispositif à distiller pendant 20 min au moins, le distillat est recueilli sur 5 ml de solution d'acide borique. Le mélange est ensuite dosé par une solution d'acide sulfurique N/10 en présence de l'indicateur coloré Téshiro (mélange de rouge de méthyle et de bleu de méthylène).

#### III.4.4 paramètres bactériologiques

L'analyse bactériologique au début et à la fin de la digestion nous permet d'évaluer la flore pathogène dans le réacteur au cours de la digestion anaérobie. Les microorganismes ciblés sont (Guiraud, 1998 ; Leclerc et *al.* 1977) :

- Les germes totaux ;
- Les coliformes fécaux ;
- Escherichia Coli ;
- Streptocoques fécaux.

##### III.4.4.1 Recherche des germes totaux

Les germes totaux représentent la totalité des microorganismes. Ils se développent en aérobiose à 37°C pendant 24 heures (Guiraud 1988).

Après centrifugation de l'échantillon, le surnageant est dilué 10 à 10<sup>6</sup> fois. Un millilitre de chaque dilution est placé dans une boîte de pétri, il est ensuite additionné de 18 ml de milieu T.G.E.A (Trypton-Glucose-Extrait de levure-Agar) fondue à 100°C et refroidie à 45°C.

Le mélange est homogénéisé, refroidi, puis incubé pendant 72 heures (temps maximal) à 37°C. La lecture se fait par comptage des colonies (Leclerc et *al.* 1977). Les résultats sont exprimés en nombres de germes par millilitre.

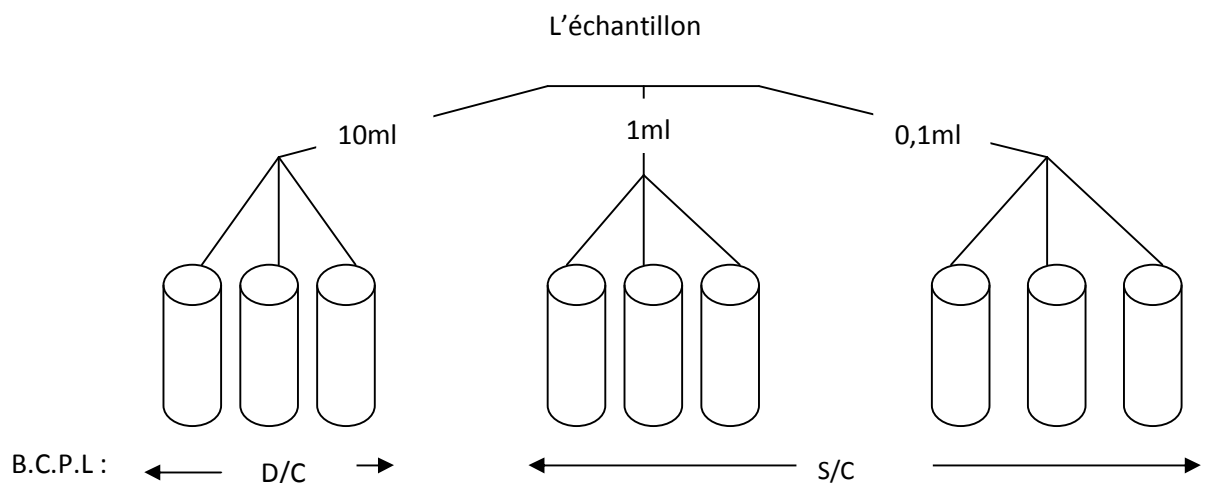
### III.4.4.2 Dénombrement des coliformes fécaux

Sous le terme de coliformes est regroupé un certain nombre d'espèces bactériennes appartenant à la famille des *Enterbacteriaceae* et dont la caractéristique classique est la fermentation du lactose avec production de gaz (Lahllec 1992).

La méthode utilisée pour la détermination des coliformes fécaux est nommée la méthode du nombre le plus probable «NPP». La méthode consiste à ensemercer une prise d'essai d'échantillon dans des séries de tubes contenant un milieu nutritif liquide à une température spécifique et pendant un certain temps (temps d'incubation).

Trois tubes contenant le milieu nutritif : bouillon lactosé au pourpre de bromocrésol (B.C.P.L) à double concentration (D/C) sont ensemençés avec 10 ml d'échantillon chacun, trois autres tubes contenant le même milieu nutritif mais à simple concentration (S/C) sont ensemençés chacun avec 1 ml, trois autres tubes à simple concentration avec chacun 0,1 ml. Ensuite les tubes sont mis à incuber à 37°C pendant 48 heures (Guiraud 1998)(Fig.22).

A la fin de l'incubation, la présence des coliformes fécaux est indiquée par des changements de couleurs et dégagement de gaz dans les tubes ensemençés. Ces tubes sont qualifiés de « positifs ». Le nombre le plus probable NPP est donné par la table de Mac Crady (tableau 9), en fonction du nombre de tubes positifs. Les résultats sont exprimés en nombres de coliformes par 100 ml.



**Figure 22. Schéma du mode opératoire pour la recherche des coliformes fécaux**

**III.4.4.3 Recherche de *Escherichia coli***

Pour la détermination du germe *Escherichia coli*, les tubes ayant présenté une réaction positive du premier test (test de coliformes fécaux) sont exploités. Un repiquage est effectué dans le milieu Shubert. La lecture est réalisée après 24 heures d'incubation à 44°C. Le dégagement de gaz dans les clochettes (cloche de Durham) et la formation d'un anneau rouge à la surface du tube après ajout du réactif de Kovacs, indiquent bien la présence du genre *Escherichia coli* (Guiraud 1998).

**Tableau 9. Table de Mac Crady**

3 tubes de 10ml	3 tubes de 1 ml	3 tubes de 0,1ml	Nombre total de coliformes/ml
0	0	1	3
0	1	0	3
1	0	0	4
1	0	1	7
1	1	0	7
1	1	1	11
1	2	0	11
2	0	0	9
2	0	1	14
2	1	0	15
2	1	1	20
2	2	0	21
2	2	1	28
3	0	0	23
3	0	1	39
3	0	2	64
3	1	0	43
3	1	1	75
3	1	2	120
3	2	0	93
3	2	1	150
3	2	2	210
3	3	0	240
3	3	1	460
3	3	2	1100
3	3	3	1400

#### III.4.4.4 Recherche des Streptocoques fécaux

Sous la dénomination générale de Streptocoques fécaux nous regroupons: *Streptococcus faecalis*, *Streptococcus faecium*, *Streptococcus bovis* et *Streptococcus equinus*. Ces streptocoques sont généralement pris en compte comme des témoins de pollution fécale.

La recherche des streptocoques fécaux se divise en deux tests un test présomptif et un test confirmatif (Caroline et al.2006)

##### ➤ Test présomptif

Trois tubes contenant le milieu Roth à double concentration avec chacun 10 ml d'échantillon, trois autres tubes à simple concentration avec chacun 1 ml, puis trois autres tubes à simple concentration avec chacun 0,1 ml.

Les tubes sont incubés à 37°C et examinés après 24 heures. Les tubes présentant un trouble microbien pendant cette période sont présumés contenir des Streptocoques fécaux et sont soumis par conséquent au test confirmatif.

##### ➤ Test confirmatif

A partir des tubes « positifs » du test présomptif, quelques gouttes sont versées dans des tubes contenant le réactif de Litsky. Ces derniers sont mis à incuber à 37°C pendant 24 heures (Guiraud 1998). Après incubation, la formation d'une pastille jaunâtre au bas des tubes signifie la présence des Streptocoques fécaux. Les résultats de dénombrement des streptocoques fécaux sont exprimés en nombres de germes par 100 ml.

#### III.4.4.5 Composition des milieux

##### ◆ T.G.E.A :

➤ Agar	: 15g
➤ Tryptone	: 05g
➤ Glucose	: 01g
➤ Extrait de levure	: 02,5g
➤ Eau distillée	: qsp 1000ml
➤ pH	: 7

##### ◆ B.C.P.L S/C : ( simple concentration ó double concentration) pH = 6,9 ± 0,2

➤ Peptone	: 5g - 10g
➤ Extrait de viande	: 03g ó 6g
➤ Lactose	: 05g ó 10g
➤ Pourpre de bromocrésol	: 0,03g ó 0,06g
➤ Eau distillée	: qsp 1000ml

- ◆ Shubert : pH= 7,5 ± 0,2
  - Tryptophane : 0,2g
  - Acide glutamique : 0,2g
  - Sulfate de magnésium : 0,7g
  - Citrate de sodium : 0,5g
  - Sulfate d'ammonium : 0,4g
  - Chlorure de sodium : 2g
  - Peptone : 10g
  - Manitol : 7,5g
  - Phosphate dissodique : 4g
  - Phosphate manopotassique : 0,6g
  - Eau distillée : qsp 1000ml
  
- ◆ ROTH S/C : (simple concentration) pH = 6,8 ± 0,2
  - Hydralysate tryptique de caséine : 12,6g
  - Peptone bactériologique : 08g
  - Glucose : 05g
  - Chlorure de sodium : 05g
  - Phosphate dipotassique : 2,7g
  - Phosphate monopotassique : 2,7g
  - Azide de sodium : 0,2g
  
- ◆ Litsky : bouillon pH= 6,8 ± 0,2
  - Peptone : 20g
  - Glucose : 0,5g
  - Chlorure de sodium : 0,5g
  - Phosphate de potassium : 2,7g
  - Phosphate monopotassique : 2,7g
  - Azote hydrate de sodium : 0,3g
  - Ethyl violet : 0,0005g.

### III.5 Valorisation agricole

Dans cette partie du travail, nous nous sommes intéressés à l'étude de l'ajout des boues de lagunage naturel de la ville d'Adrar après un traitement anaérobie, aux sols sahariens, réputés comme étant des sols salés, pauvres en matières organiques et squelettiques. L'ajout de cette boue contribuera à améliorer la structure et surtout la texture en augmentant le pouvoir de rétention de l'eau du sol, par l'amélioration de sa perméabilité.

#### III.5.1 Détermination de la perméabilité des sols

Sachant que la constitution de la majorité des sols de la ville d'Adrar est sableuse et qu'il a une faible rétention de l'eau, nous avons effectué les essais de perméabilité du sol avec le digestat en vue d'augmenter son pouvoir de rétention d'eau. Ce paramètre étant très important dans l'agriculture.

L'essai de perméabilité est réalisé en utilisant l'appareil à charge constante (Bright et Healey, 2003) (Fig.23). On ouvre le robinet du réservoir, contenant de l'eau distillée, placée au-dessus d'une colonne remplie de sol, afin de garder une même charge en eau au-dessus du lit.

On laisse écouler l'eau pendant les quinze (15) premières minutes, ensuite on recueille toutes les quinze (15) minutes, pendant une heure, le volume d'eau qui a filtré au travers de la colonne.

L'équation qui régit la perméabilité est la suivante :

$$K = \frac{V * C}{S * H} \quad (10)$$

Avec :

C : hauteur en cm de la colonne de sable. (46cm) ;

V : volume en ml de l'eau recueillie pendant l'heure ;

H : hauteur en cm de la charge d'eau (50 cm) ;

S : section intérieure du tube en cm<sup>2</sup> (14,13) ;

K : coefficient de perméabilité (cm/h).

Le tableau 10, regroupe les différentes valeurs de K qui donnent des limites de vitesses de filtration des sols exprimées en cm/h.

**Tableau 10. Valeurs du coefficient de perméabilité K**

Vitesse de filtration	Valeurs de K en cm/h
Très lente	0 à 0,1
Lente	0,1 à 0,5
Assez lente	0,5 à 2,0
Moyenne	2,0 à 6,5
Assez rapide	6,5 à 12,5
Rapide	12,5 à 25
Très rapide	>25

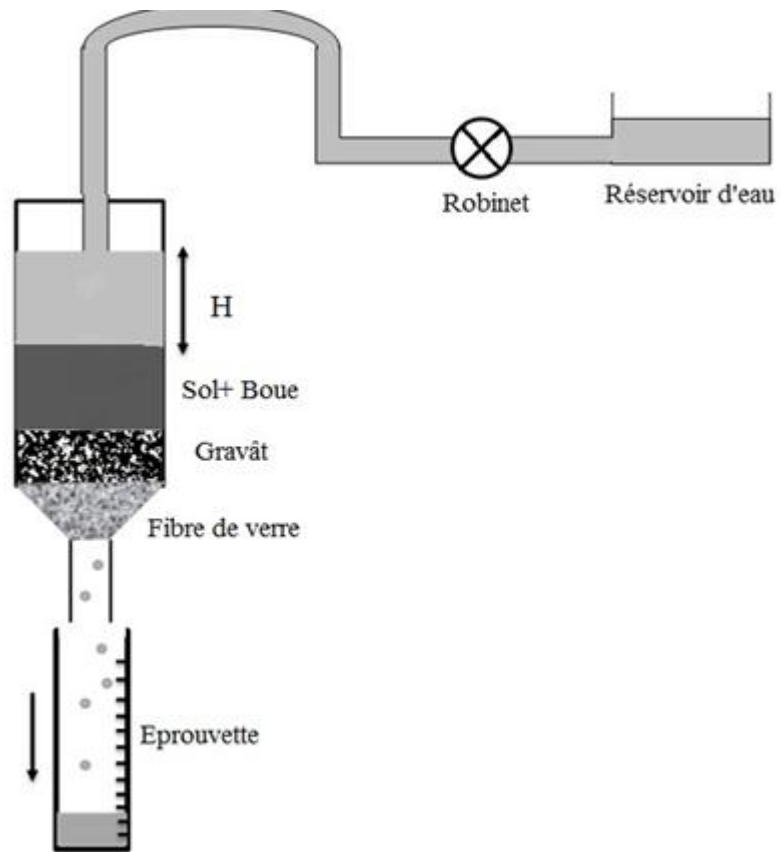


Figure 23. Dispositif de la mesure de la perméabilité.

#### IV. Résultats et discussions de la production du biogaz en système batch : cas de la boue de lagunage

L'objectif de cette étude est le traitement et la valorisation de la boue de la station d'épuration des eaux usées urbaines (lagune) de la ville d'Adrar. Cette boue est un mélange complexe de substances, essentiellement organique.

La boue a été mise à fermenter, dans un digesteur en batch de capacité d'un litre, en anaérobiose pendant un temps de séjour de 33 jours. La quantité de biogaz produit a été mesurée et les paramètres d'épurations DCO, DBO<sub>5</sub> et NTK ont été déterminés.

##### IV.1 Caractéristiques de la boue de la lagune

Les caractéristiques initiales de la boue sont représentées dans le tableau 11.

**Tableau 11. Caractéristiques initiales de la boue de lagunage de la ville d'Adrar**

Paramètres	Valeur
Matières Organiques (MO) (%)	54
Matière Sèche (MS) (%)	7,98
Demande Chimique en Oxygène (DCO) (mg/L)	1050
Demande Biologique en Oxygène (DBO <sub>5</sub> ) (mg/L)	840
pH	7
Azote total Kjeldahl (TNK) (mg N-NTK/ Kg MS)	6,1
Ammonium (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> mg/L)	1568
Germes totaux (germes/ mL)	1,67 10 <sup>6</sup>
Coliformes fécaux (Coliformes/100 mL)	1,40 10 <sup>8</sup>
<i>Escherichia coli</i> (germes/ 100 mL)	90
Streptocoques fécaux (Germes/100 mL)	110

A la lumière de ces résultats, il apparaît clairement que la boue est un mélange complexe de substances, essentiellement organiques avec un taux de 54% de 6,1 mg N-NTK/Kg MS et de 1568 mg/L en ammonium. Ces valeurs démontrent la forte activité biologique particulièrement à la vue de la valeur élevée d'ammonium.

Les résultats ont aussi mis en évidence des valeurs de la DCO de 1050 mg/L et de la DBO<sub>5</sub> de 840 mg/L. Ces valeurs donnent un rapport DCO/DBO<sub>5</sub> de 1,25 signifiant la biodégradabilité de notre substrat (Yacob et al. 2006). L'analyse a aussi révélé la présence de microorganismes. C'est ainsi qu'un nombre de  $1,67.10^6$  germes/mL est détecté. La présence d'*Escherichia coli* est normale, puisqu'il s'agit d'une station qui traite les eaux usées urbaines.

Avant la mise en œuvre de la fermentation, nous avons procédé au choix du taux de dilution du substrat. Le taux de dilution optimal est choisi après le lancement de trois essais à différentes concentrations à savoir : 10% (équivalent à 8g MS/L), 15% (équivalent à 12g MS/L) et 20% (équivalent à 16g MS/L). Pendant le déroulement de la digestion qui a duré 16 jours nous avons contrôlé le pH, le volume et la qualité du biogaz produit.

La variation du pH en fonction du temps (fig.24), montre que la phase d'hydrolyse-acidogénèse, pour le taux de 20%, est atteinte dès les deux premiers jours, ce qui explique la chute du pH de 7,3 à 6,8. Cette chute de pH est due à la formation des acides gras volatils après la décomposition de la matière organique par les bactéries (Chanakya et al.2009)

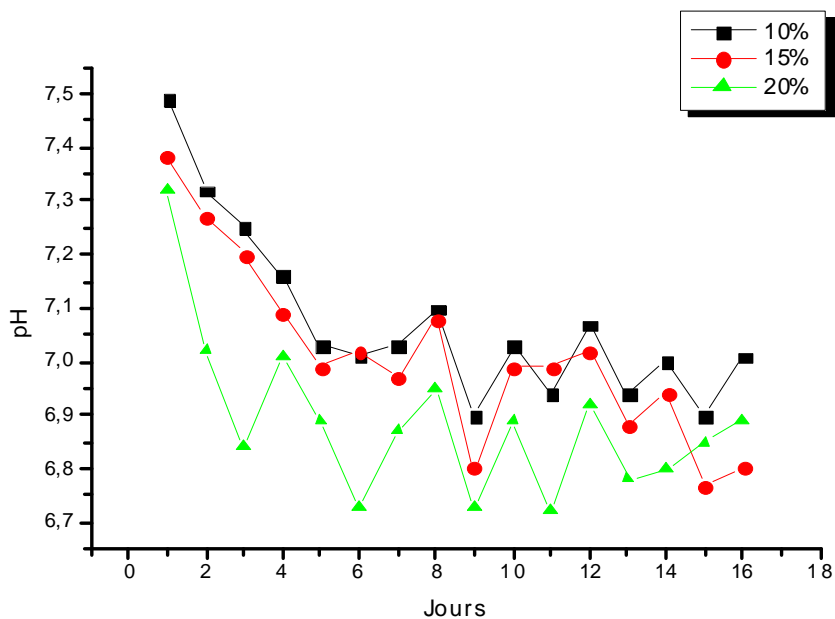


Figure 24. Variation du pH en fonction du temps pour différents taux de dilution

En ce qui concerne les autres taux de dilution (10 et 15%), la phase hydrolyse-acidogène n'est atteinte qu'au bout du cinquième jour. Pendant ce temps, nous avons enregistré une production de biogaz de 13 mL, 16 mL et 21 mL respectivement pour les taux 10, 15 et 20%.

Le biogaz obtenu pour le taux de 20% était inflammable dès le troisième jour. Par contre, pour les autres valeurs, le biogaz obtenu n'a été inflammable qu'au bout du septième jour.

Suite à ces résultats, nous avons choisi le taux de 20%, correspondant à une charge de 16g MS/L, ce qui rejoint les résultats de plusieurs travaux (Nicoletta *et al.* 2000).

Après le choix du taux de dilution optimal, nous avons lancé le réacteur anaérobie d'une capacité d'un litre. Pour le même taux de dilution et à une température de 35°C nous avons effectué trois (03) essais, et les résultats sont la moyenne de ces trois essais. L'expérience se poursuit jusqu'à observation d'une faible production de biogaz.

#### **IV.2 Variation du pH**

Pendant la durée de la digestion, nous avons observé une chute de pH de 7 jusqu'à une valeur minimum de 6,3 pendant les cinq premiers jours (fig. 25) ; Cela est due à la décomposition de la matière organique et la formation des acides gras volatils dans l'enceinte réactionnelle. Après ce temps, nous notons une augmentation de la valeur du pH jusqu'à 6,95 et ce, pendant les quatre jours qui suivent. Une stabilisation autour de cette dernière valeur est enregistrée jusqu'à la fin de notre expérience qui a duré 33 jours. Ces mêmes observations ont été rapportées par Raposo *et al.* 2006 ; Shahrakbah *et al.* 2006 dans leurs travaux qui ont concerné la stabilisation des boues des stations d'épuration urbaines.

#### **IV.3 variation des acides gras volatils**

La variation des acides gras volatils pendant les 33 jours de l'expérience (fig.26), nous permet de constater une augmentation des AGV jusqu'à un maximum de 1200 meq/L dans les cinq premiers jours. Cette phase de production des AGV correspondrait à la phase « hydrolyse-acidogénèse » (Parawira *et al.* 2006). La diminution des AGV après le cinquième jour est due à la consommation des AGV par les bactéries ce qui correspondrait à la phase « acétogénèse ». Pendant cette phase il y a formation du gaz carbonique (CO<sub>2</sub>), l'hydrogène (H<sub>2</sub>) et l'acétate, qui sont les principaux substrats de la dernière phase. La phase méthanogène, qui est particulièrement importante pour la transformation des produits de l'étape acétogénèse au biogaz.

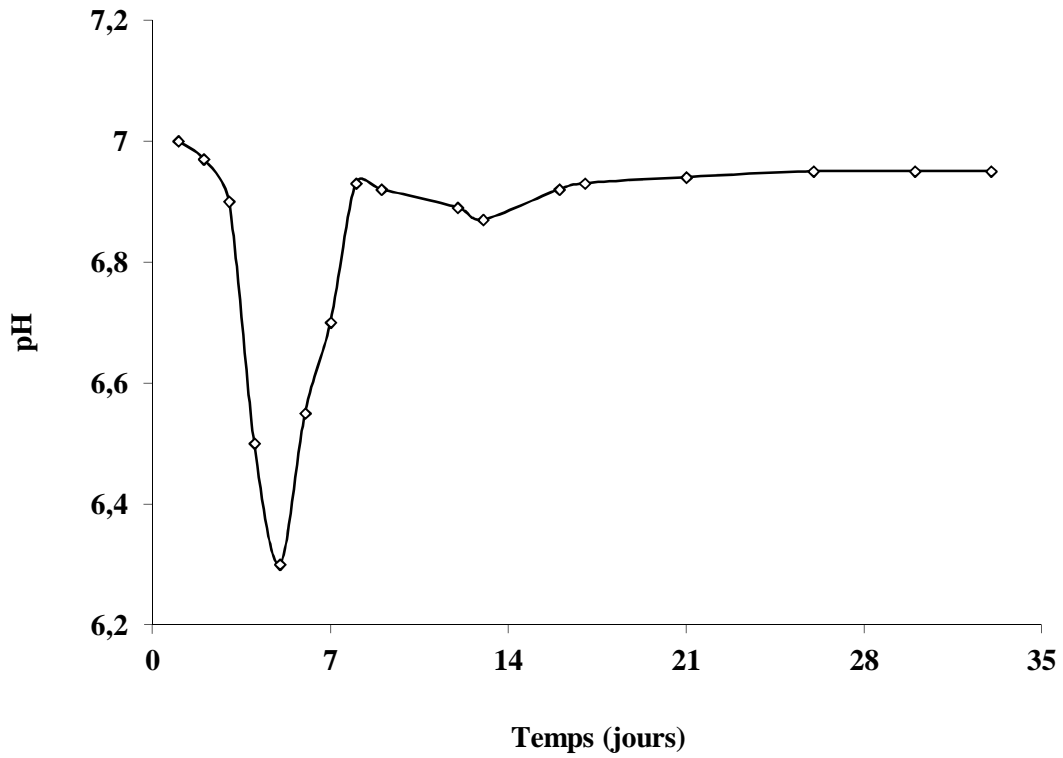


Figure 25. Variation du pH de la suspension au cours du temps.

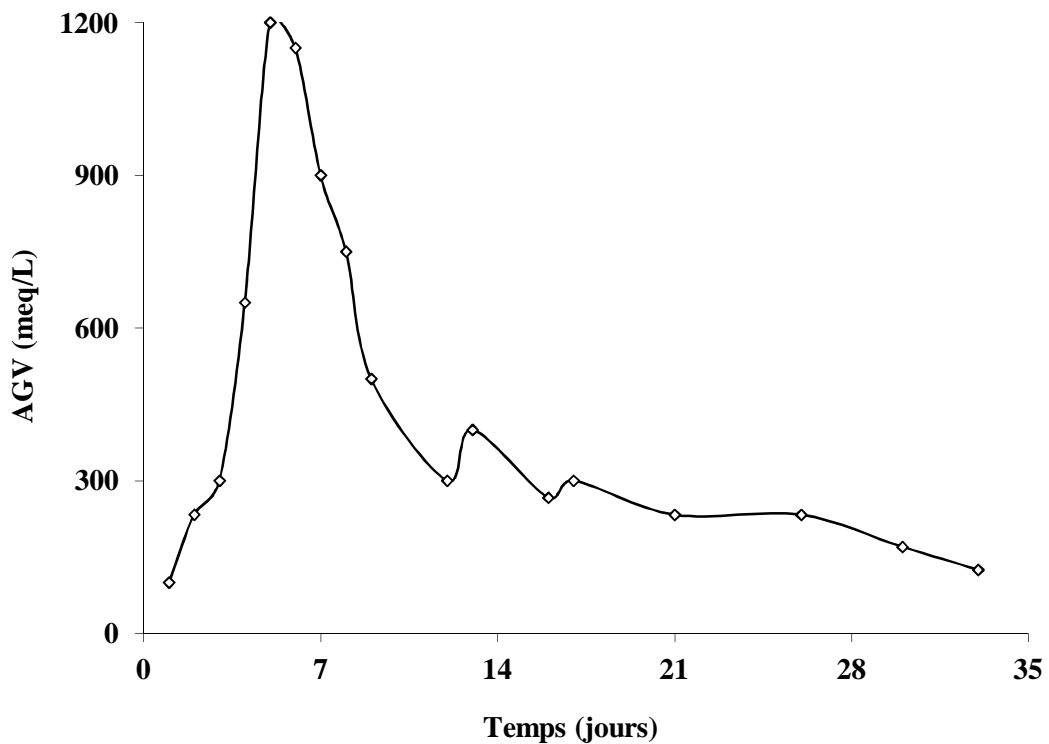


Figure 26. Variation de la concentration des AGV en fonction du temps.

La figure 27, illustre la relation qui peut exister entre le pH et les AGV au cours de la digestion anaérobie de la boue de lagunage. Nous pouvons noter une allure inversée dans un cas par rapport à l'autre, avec trois phases distinctes.

La première phase, qui dure cinq jours, correspond à une augmentation des AGV, cette production est suivie automatiquement par une diminution du pH, vu le caractère acide des substances générées. Dans la deuxième phase, qui dure quatre jours, on note une augmentation du pH qui est à l'origine d'une diminution de la quantité des AGV présents dans la suspension, ce qui annonce la phase acétogénèse. En fin, la dernière phase est une phase de stabilisation des deux paramètres mesurés; dans cette phase tous les métabolites préalablement produits passent dans la phase gazeuse, ce qui laisse les propriétés acides du milieu, invariables.

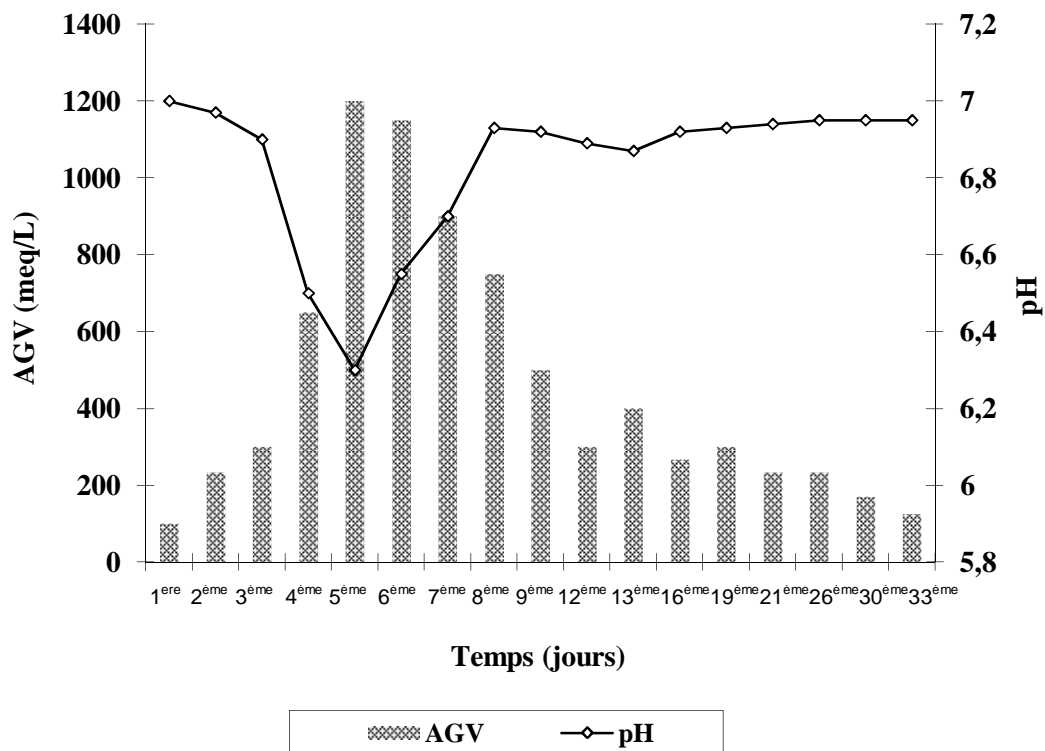


Figure 27. Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps

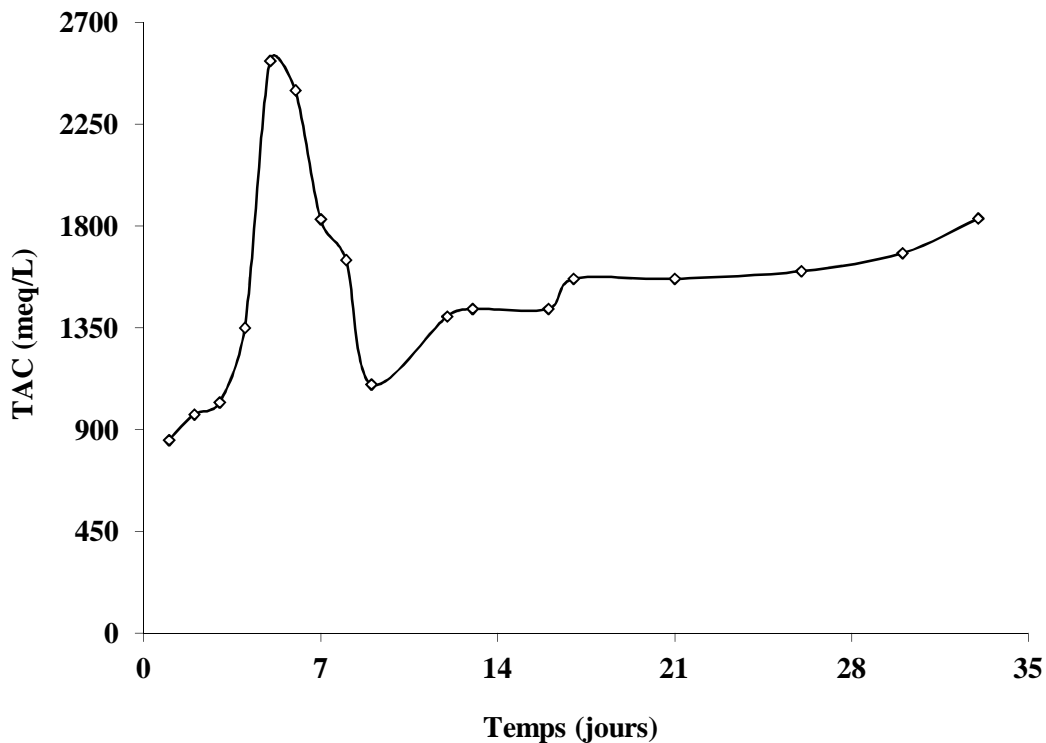
#### IV.4 variation du Titre Alcalimétrique Complet (TAC)

Les résultats représentés sur la figure 28, montrent que le milieu réactionnel possède un taux d'alcalinité important, ce qui lui permet d'assurer le bon fonctionnement de la digestion (Perez et al. 2006).

Le graphique présenté dans cette même figure, présente une allure comparable à celle de la variation du pH de la suspension. En effet, les premiers cinq jours sont caractérisés par une augmentation du TAC.

Dans les quatre jours qui suivent le TAC diminue et au-delà de ce temps, on observe une stabilisation de sa valeur. Il est à signaler que la variation du TAC est inversement proportionnelle à la variation du pH.

L'augmentation du pH dès le cinquième jour est due au pouvoir tampon du milieu (TAC = 2530 meq/L figures 28 et 29) et la consommation des acides gras volatils par les bactéries. Cette constatation a été rapportée par Raposo et *al.* 2006 ; Lefebvre 2005.



**Figure 28. Variation du TAC en fonction du temps.**

La figure 30, illustre la variation du rapport AGV/TAC et montre que ce rapport était pendant toute la période de la digestion inférieur à 0,5. Cette valeur, a été citée par Ake et *al.* 2006 ; Chen et *al.* 1988, et indique la faisabilité du procédé malgré la production importante des AGV dont la présence pourrait inhiber le processus de digestion anaérobie.

Plusieurs auteurs considèrent que le contrôle des AGV, pH et TAC est nécessaire pour un bon déroulement de la digestion anaérobie (Ten-Hong et Jiun-Lin 2006 ; Takdastan et *al.* 2005).

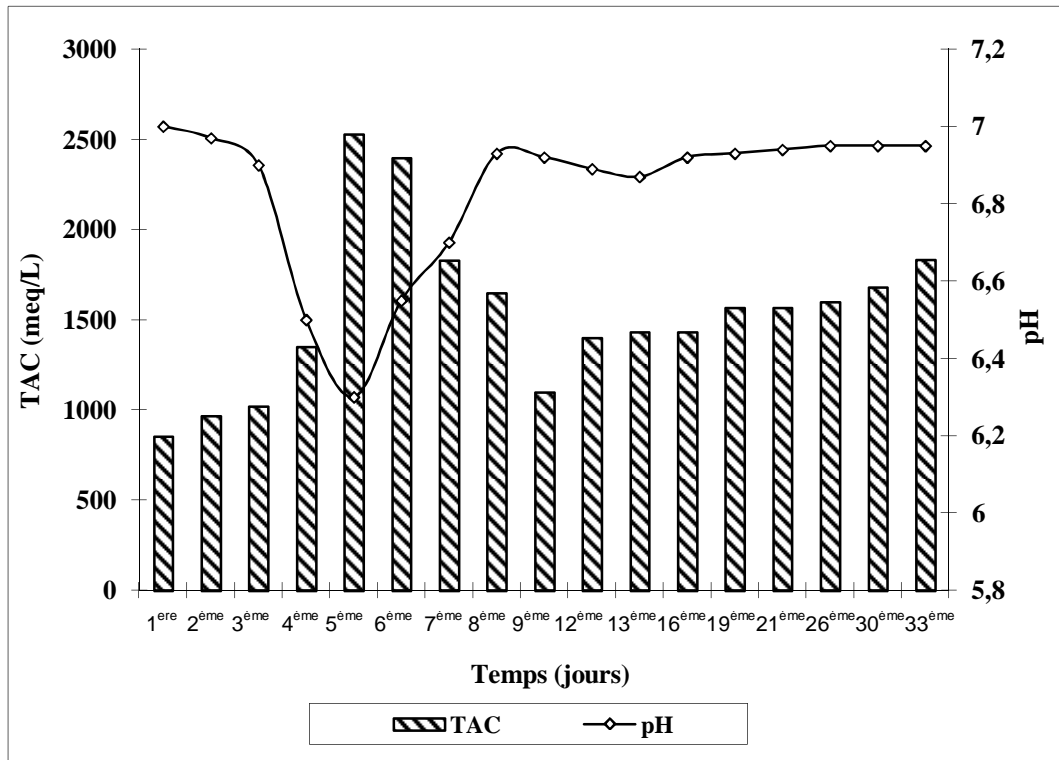


Figure 29. Variation du TAC et du pH au cours de la digestion.

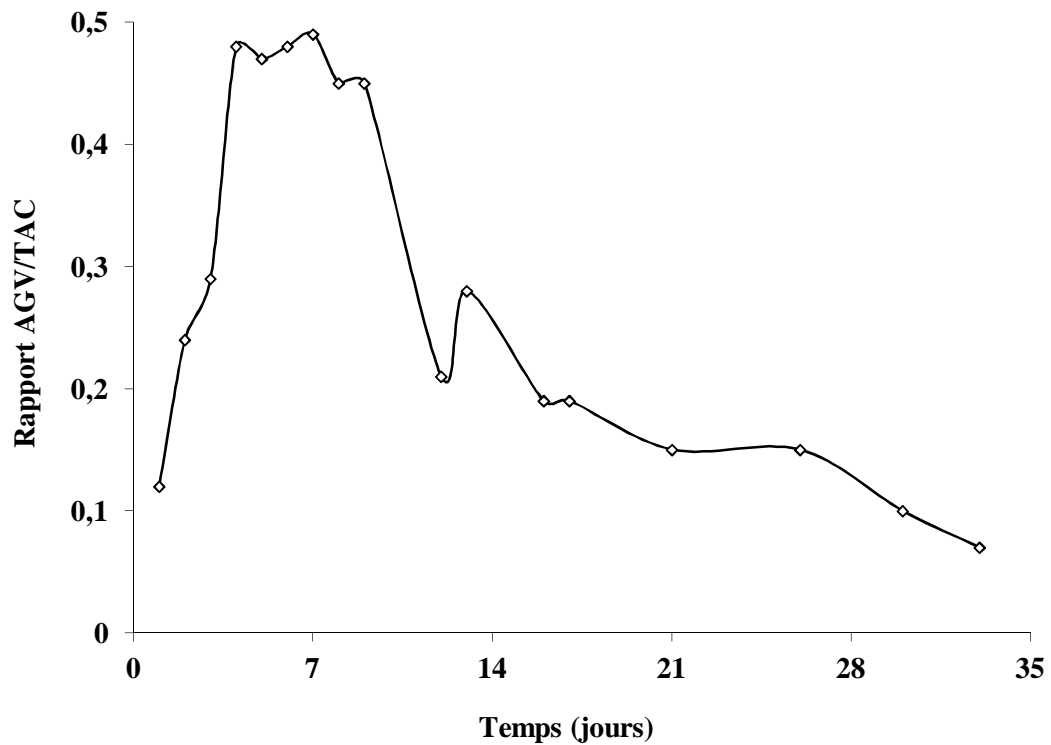
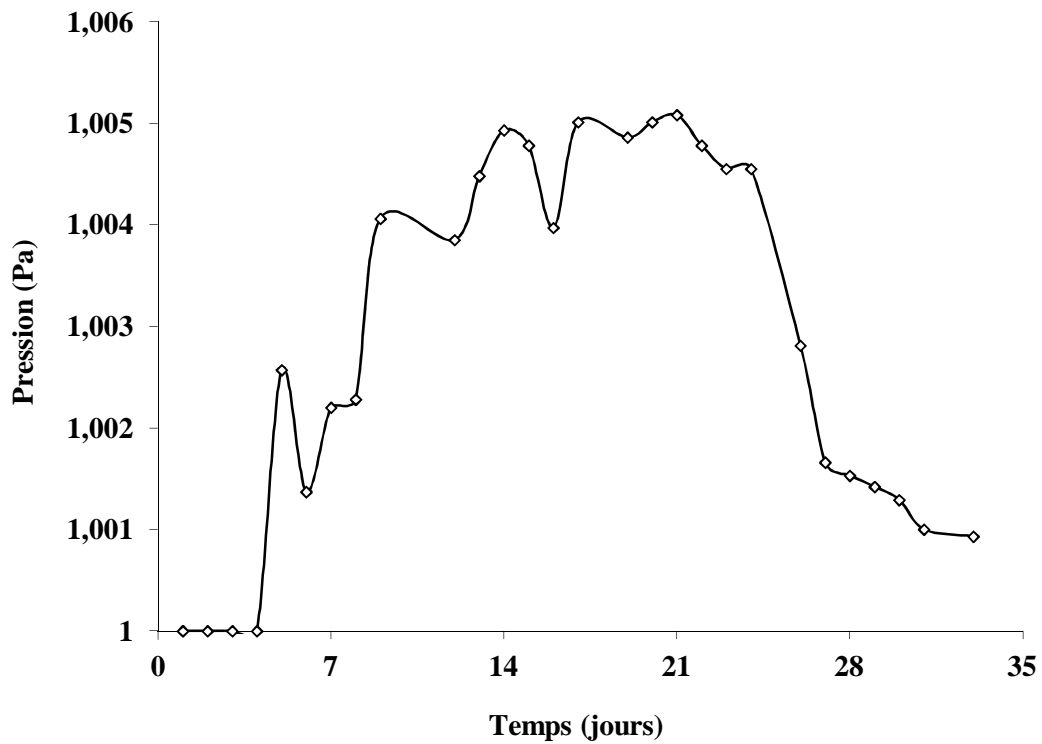


Figure 30. Variation du rapport AGV/TAC en fonction du temps.

**IV.5 production du biogaz**

La production du biogaz a été contrôlée par la mesure du volume et de la pression du système pendant la durée de la digestion (fig. 31 et 32).

Les deux figures montrent l'augmentation de la pression et du volume du biogaz en fonction du temps. Cette augmentation du volume est accentuée dès le septième jour. Cela nous permet de dire que la phase méthanogénèse est atteinte à partir de ce jour. La production a duré jusqu'au 26<sup>ème</sup> jour, puis elle devient de plus en plus faible jusqu'au dernier jour (33<sup>ème</sup> jour) : le milieu devient totalement pauvre et déséquilibré. (Caroline et al. 2006)



**Figure 31. Variation de la pression en fonction du temps.**

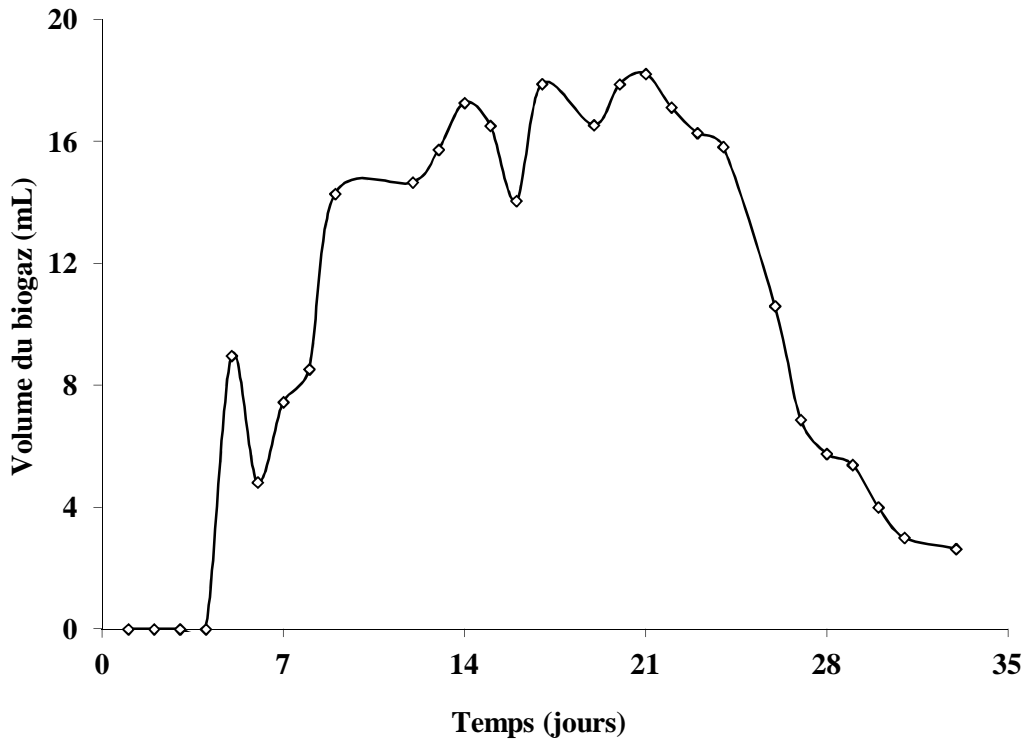


Figure 32. Variation du volume du biogaz produit en fonction du temps.

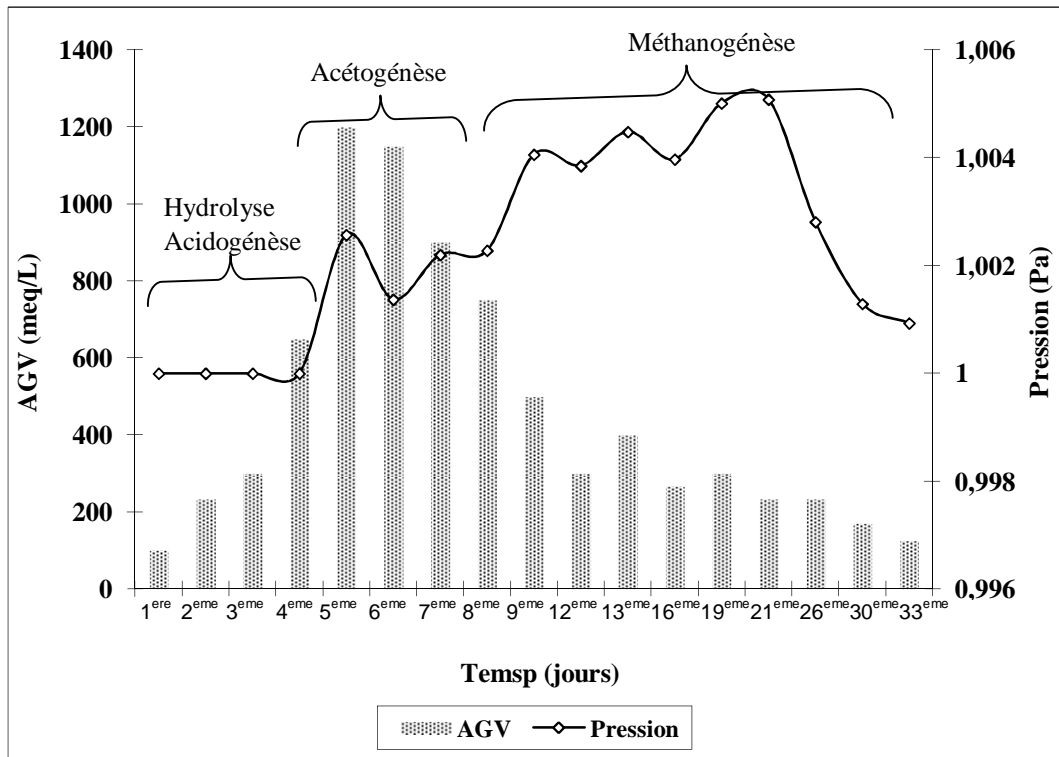


Figure 33. Relation des AGV avec la pression dans l'enceinte.

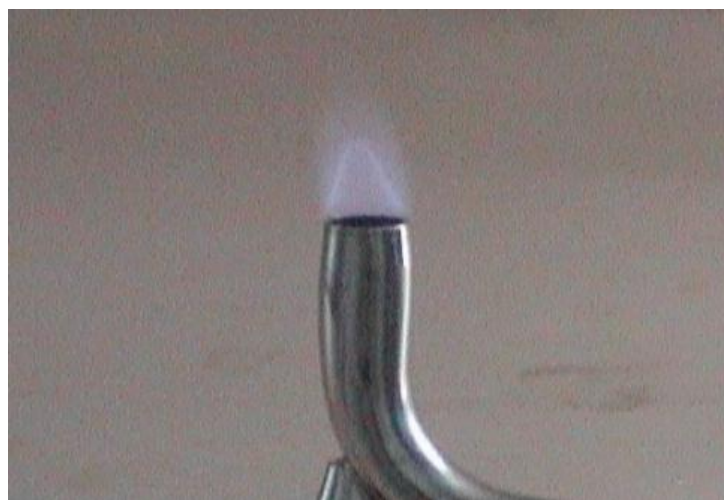
La figure 33, représente la variation de la teneur des AGV et la pression du biogaz produit en fonction du temps. Selon ce graphe les trois phases caractéristiques de la digestion anaérobie sont mises en évidence. La première étant la phase, appelée phase hydrolyse et acidogène où les macromolécules, tels que les protéines et les polysaccharides, sont fragmentés en monomères par l'effet des enzymes secrétés à l'extérieur des cellules bactériennes propres à cette étape (Archer et Kirsop 1990). Cette phase a duré, dans notre cas, cinq jours.

La deuxième phase qui est l'acétogène est la phase où les précurseurs directs du méthane sont produits. Les bactéries responsables de ces transformations sont des productrices obligatoires d'hydrogène, de dioxyde de carbone et d'acétate (Tschech et Sachink, 1986.). Cette phase a duré deux jours.

La dernière phase qui est l'étape ultime de la production du biogaz est la méthanogène. Cette phase est caractérisée par la présence des *Archaea* qui consomment les produits de l'étape acétogène pour la production du méthane (Gujer et Zehnder 1983). Cette étape se déclenche à partir du septième jour et elle dure vingt cinq jours

La production du gaz étant mise en évidence, nous avons eu le souci de déterminer la qualité de ce gaz. Les moyens d'analyse étant absents, nous nous sommes basés sur la littérature qui nous indique qu'un taux de 45% (Junqin et *al.* 2005) de méthane est suffisant pour une combustion du biogaz produit lors du processus d'une digestion anaérobie.

Les tentatives, de brûler le gaz produit, n'ont été satisfaisantes qu'à partir du septième jour de digestion (photo 4), ce qui veut dire, et selon la littérature, que la composition de notre biogaz produit est telle, qu'il est possible de le valoriser (Bernd 2006) Par ailleurs, le volume total du biogaz produit est de 280,31 NmL.



**Photo 4. Combustion du biogaz.**

. La production spécifique du biogaz qui est calculée comme étant la quantité totale du biogaz divisée sur la quantité de la matière sèche introduite, est égale à 17,52 NmL/g MS. Le rendement du biogaz obtenu est de 30,30 NmL/mg DCO dégradée (Azbar et al. 2001).

#### IV.6 Bilan énergétique

La production initiale de boue ( $P$ ), correspond à la production avant digestion anaérobie. Cette production initiale est basée sur 18 kg de Matières Sèches par équivalent habitant et par an (Chanakya et al. 2009).

$$P = \frac{18 * EH}{1000} \text{ (T MS/an)} \quad (11)$$

$EH$  : Equivalent Habitant

- Quantité annuelle de boue

Le nombre d'équivalent habitant de la ville d'Adrar est égal à 9864 EH.

$$\text{La production annuelle de la boue } P = \frac{18 * 9864}{1000} = 177,55 \text{ T MS/an} \quad (12)$$

- Production du méthane

Nous nous basons sur le fait que le taux de méthane dans le biogaz produit est de 45%, nous pouvons calculer la productivité en méthane ( $Q$ ) qui est égale à:

$$Q = 17,52 \text{ m}^3 \text{ de CH}_4 / \text{T MS} \quad (13)$$

La production du méthane est égale ( $PM$ )

$$PM = Q * P \quad (14)$$

$$PM = 17,52 * 177,55 = 3110,67 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{an} \quad (15)$$

- Energie disponible annuellement

Connaissant le pouvoir calorifique inférieur PCI du méthane qui est de 9,95 KWh

$$E = PM * PCI \quad (16)$$

$$E = 3110,67 * 9,95 = 30951,25 \text{ KWh/an} \quad (17)$$

#### IV.7 Bilan de matière

Le suivi de l'évolution de la matière sèche pendant la digestion nous permet d'évaluer le rendement de l'abattement de ce paramètre.

D'après la figure 34, nous constatons une réduction de la matière sèche avec un rendement de 81,70%. Ce rendement est du même ordre de grandeur que ceux cotés dans plusieurs travaux de recherche, notamment les travaux de Raposo et *al.* 2006 ; Bernd 2006.

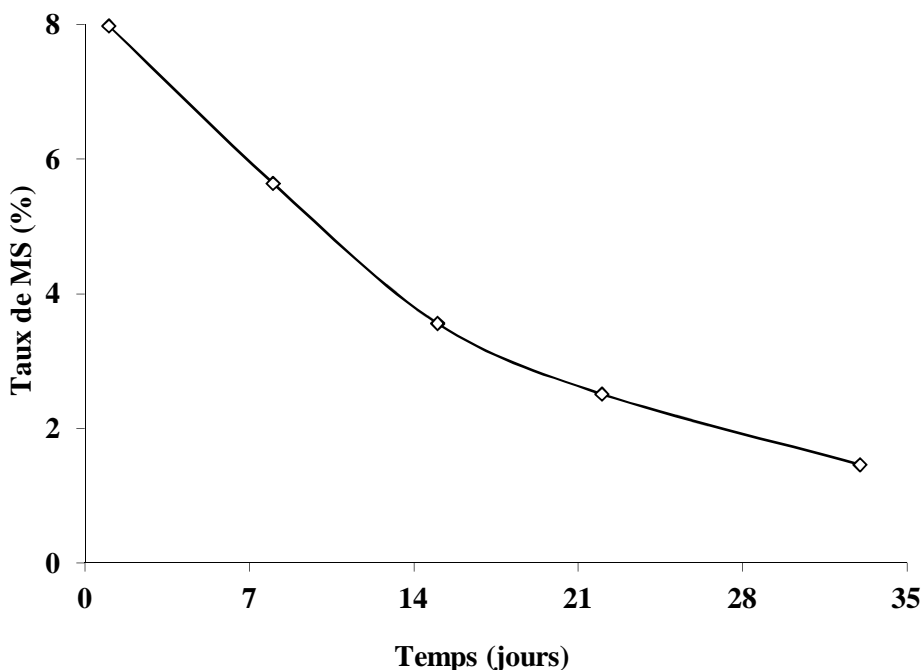


Figure 34. Variation du taux de matières sèches en fonction du temps

#### IV.8 Suivi des paramètres d'épuration

Les paramètres les plus importants à suivre dans une digestion anaérobie, sont ceux appelés d'épuration. Il s'agit en fait de la demande chimique en oxygène (DCO), de la demande biologique en oxygène mesurée au bout de cinq jours (DBO<sub>5</sub>) et de l'azote sous ses formes : minérale (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) et total (NKT).

##### ➤ DBO et DCO

Les graphes représentés dans la figure 35, illustrent une réduction de la demande chimique en oxygène et de la demande biologique en oxygène, avec un rendement de 88,09 % pour la DCO et 90,48 % pour la DBO<sub>5</sub>. Ces deux rendements nous permettent de dire que la digestion anaérobie est une méthode efficace pour l'abattement de la pollution organique. Les mêmes résultats ont été signalés par Alvarez et *al.* 2006 ; Junqin et *al.* 2006 ; Chulhman et *al.* 2005.

Par ailleurs, la variation des deux paramètres DCO et DBO<sub>5</sub> nous permet de conclure que la majorité de la matière organique qui est présente dans le digesteur, est biodégradable.

La représentation (fig. 36) de la variation de la DCO (ou de la DBO<sub>5</sub>) et de la matière sèche en fonction de la durée de la digestion, permet de constater que l'abattement de la DCO est obligatoirement suivi de la diminution du taux des matières sèches qui sont, elles aussi, à caractère organique. Ces mêmes constatations ont été rapportées par Takdastan et *al.* 2005 ; Alvarez et *al.* 2006 expliquant que la réduction de la matière sèche est due à la transformation de la matière organique en biogaz, ce qui conduit par conséquent, à la réduction de la DCO.

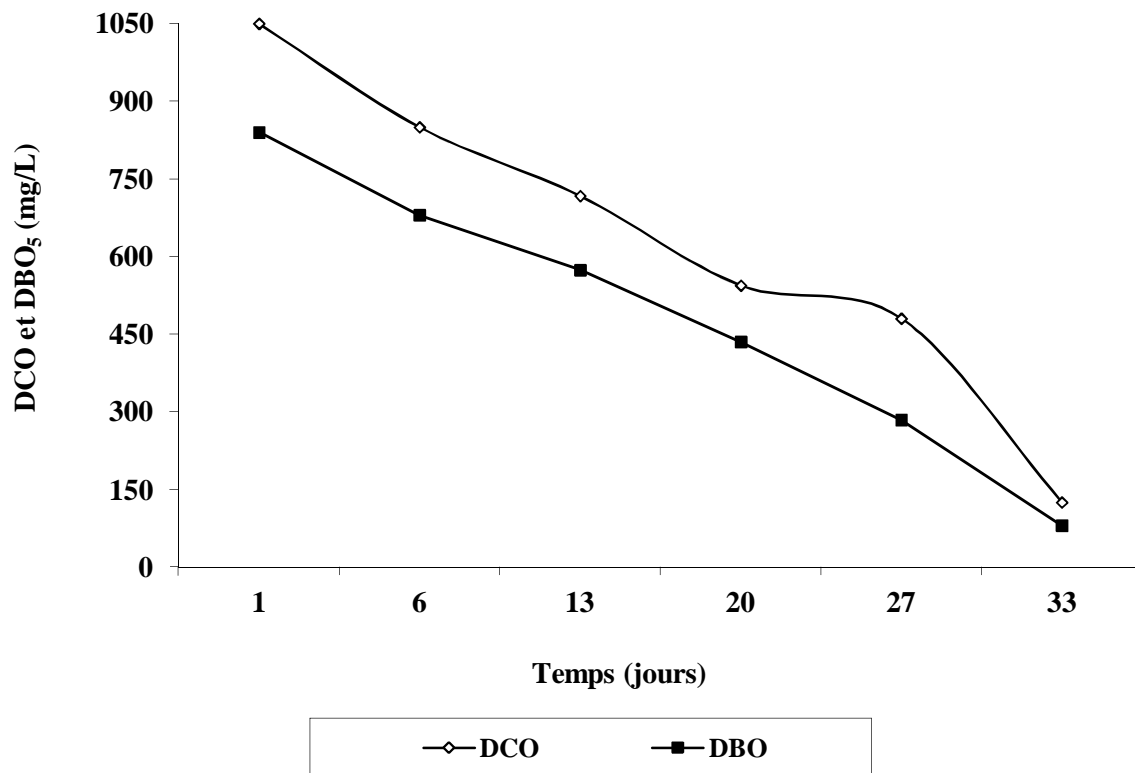


Figure 35. Variation de la DCO et de la DBO<sub>5</sub> au cours de la digestion

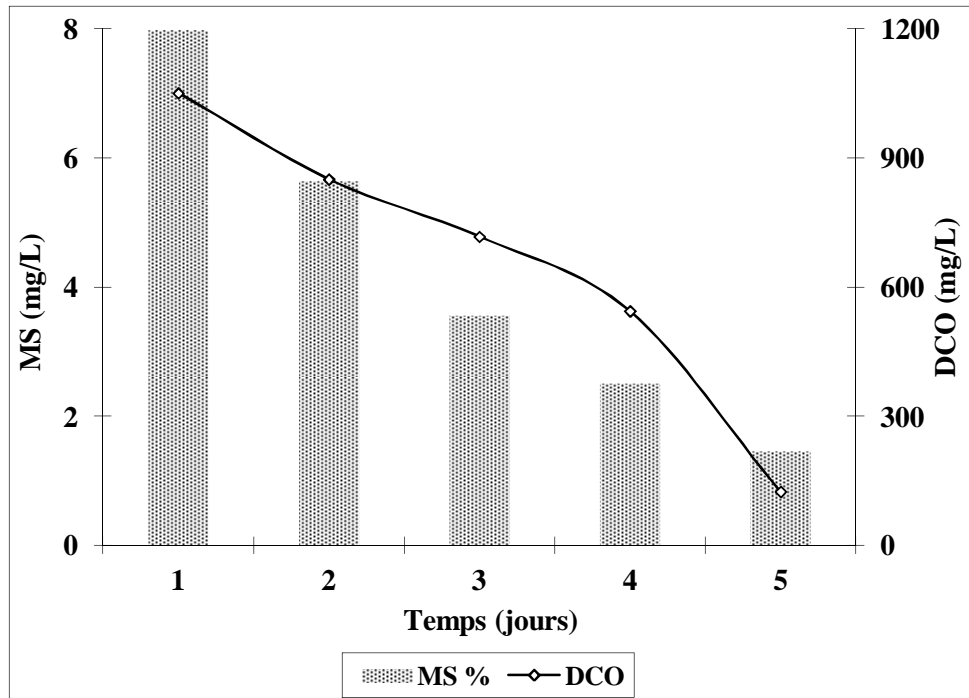


Figure 36. Variation de la DCO et des MS au cours de la digestion

La figure 37, nous permet de noter la variation de la DBO<sub>5</sub> et du pH au cours du temps. En effet, d'après cette figure, on remarque que malgré que le pH de la suspension diminue, l'évolution de la DBO<sub>5</sub> n'est pas affectée. Ce phénomène ne peut être expliqué que par la diversité des microorganismes qui sont présents dans la boue. Cette diversité permet d'assurer une digestion efficace dans la plage du pH comprise entre 6 et 7,5.

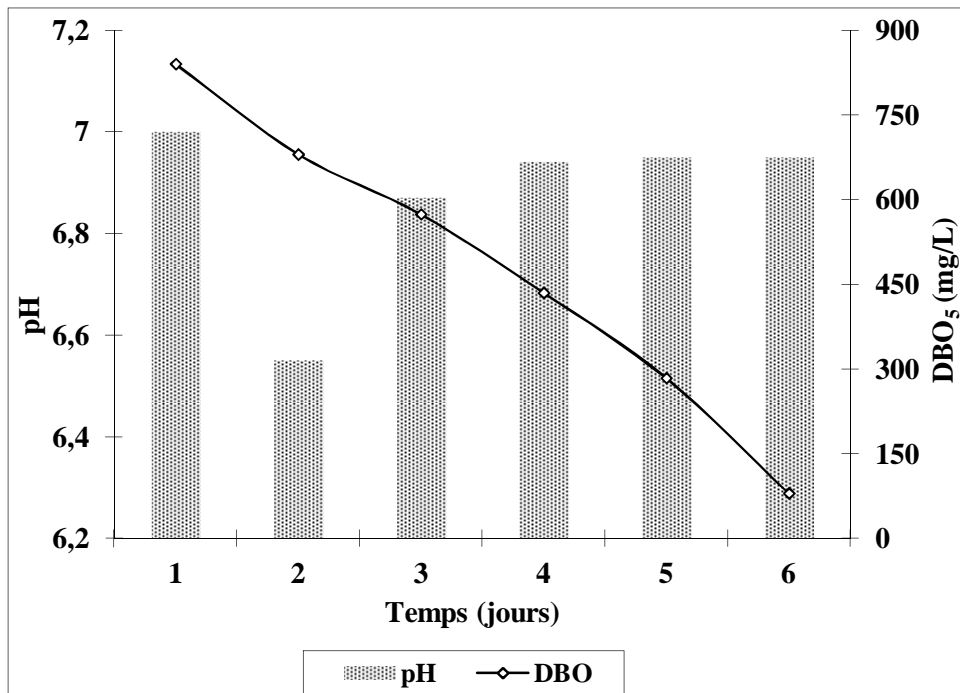


Figure 37. Effet du pH sur l'évolution de la DBO au cours de la digestion

➤ **Azote**

Les graphes des figures 38 et 39, représentent les taux d'azote ammoniacal et d'azote total Kjeldahl au début et à la fin de la digestion.

Nous avons noté une réduction de 72,6 % en ammonium et 80 % en azote total Kjeldahl. Les valeurs rapprochées des deux espèces d'azote, nous renseignent sur l'origine majoritairement organique de cet élément.

Ces résultats confirment aussi que la digestion anaérobie est une méthode de dépollution, ce qui est appuyé par les travaux de Perez et *al.* 2006, de Davidsson et *al.* 2006 et de Deng et *al.* 2006.

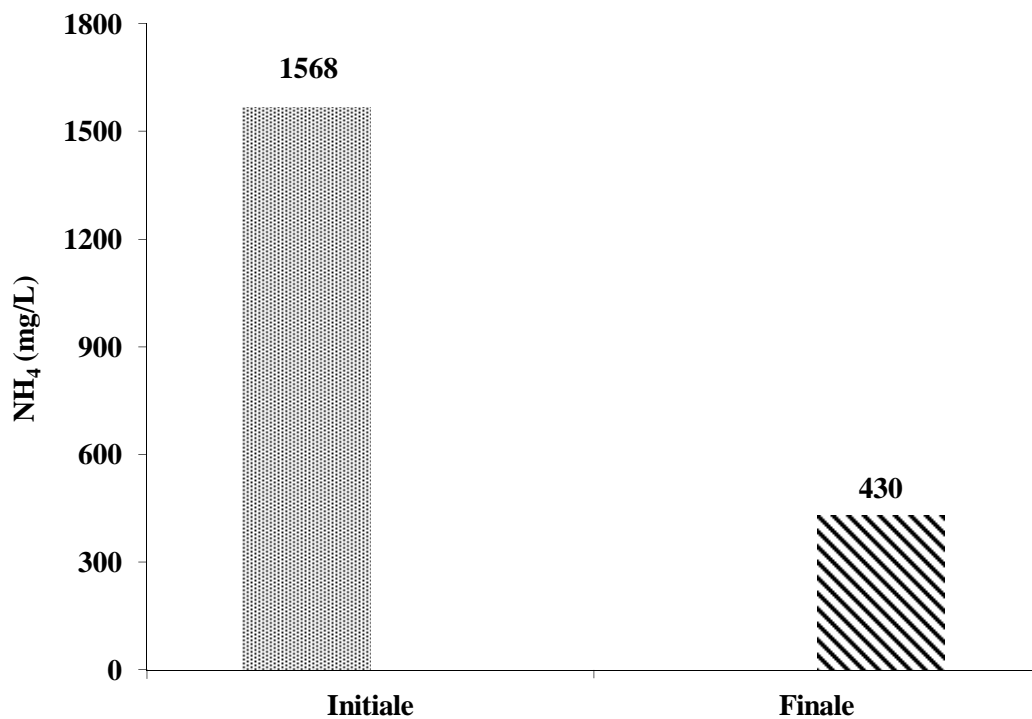
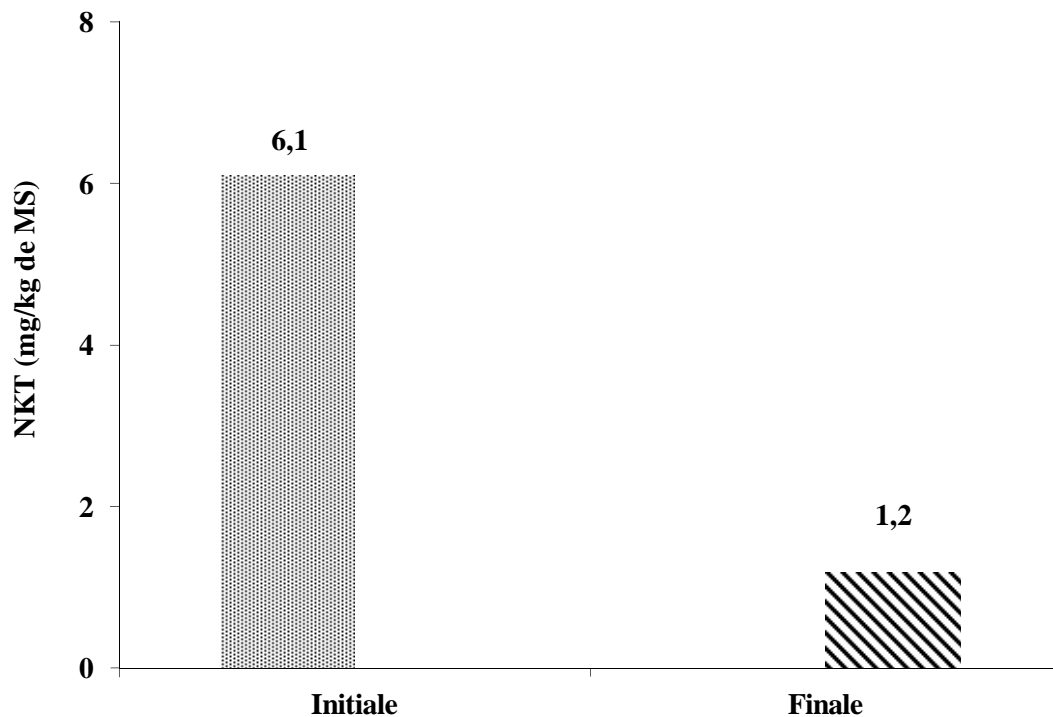


Figure 38. Concentration des ammoniums au début et à la fin de la digestion



**Figure 39. Teneur de l'NKT au début et à la fin de la digestion**

#### IV.9 Paramètres microbiologiques

Le suivi de l'évolution du taux de charge en microorganismes, a été effectué uniquement en comparant le nombre des espèces, avant et après utilisation de la boue dans le réacteur pour une digestion anaérobie (photo 5 et 6). C'est ainsi que nous observons, d'après la figure 40, que le taux des germes dans la flore totale est passé de  $1,67 \cdot 10^6$  avant l'utilisation à  $1,1 \cdot 10^5$  germes/ml après 33 jours de séjour dans le digesteur. Cela montre clairement qu'une hygiénisation accompagne tous les changements qui s'opèrent au sein du réacteur.

La contamination fécale est bien présentée par les coliformes dont la population est toujours présente à la fin de la digestion, mais avec un nombre moins important (fig. 41). L'hygiénisation est à l'origine de, par ailleurs, la disparition de certaines espèces dont la présence peut être nuisible, en particulier si l'on pense à valoriser le digestat produit à la fin de la digestion ; C'est le cas de l'espèce *Escherichia coli* et des Streptocoques fécaux qui ont complètement disparu à la fin de la réaction (Fig. 42 et 43). Les mêmes résultats ont été rapportés par Benatti et *al.* 2002.



Photo 5. Test des Coliformes fécaux



Photo 6. Test de *Escherichia coli*

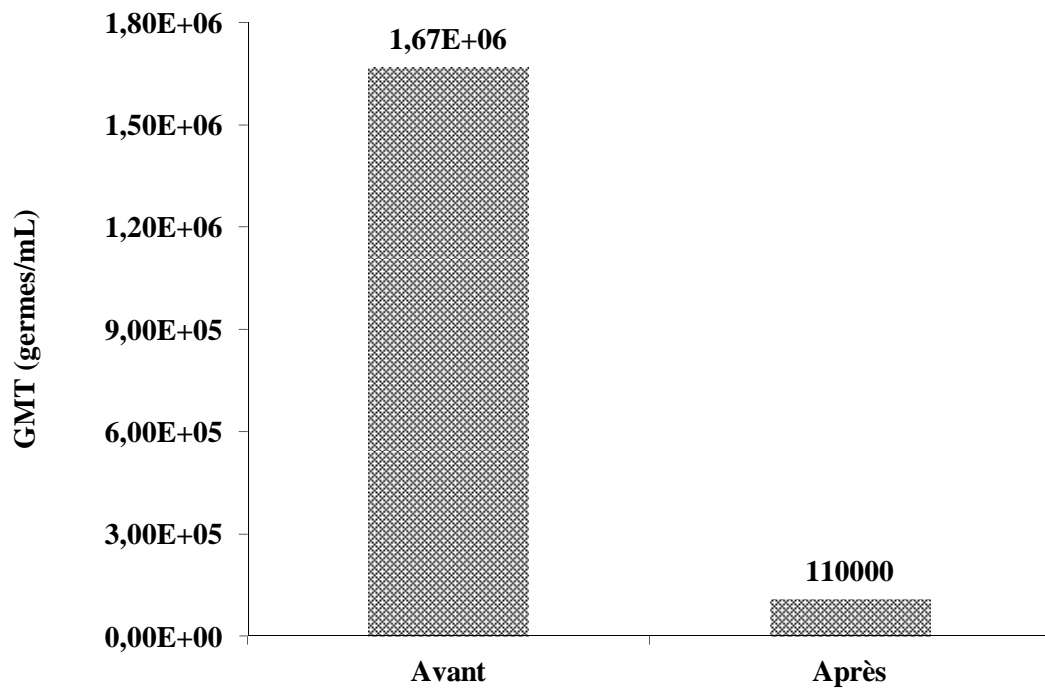


Figure 40. Germes totaux au début et à la fin de la digestion.

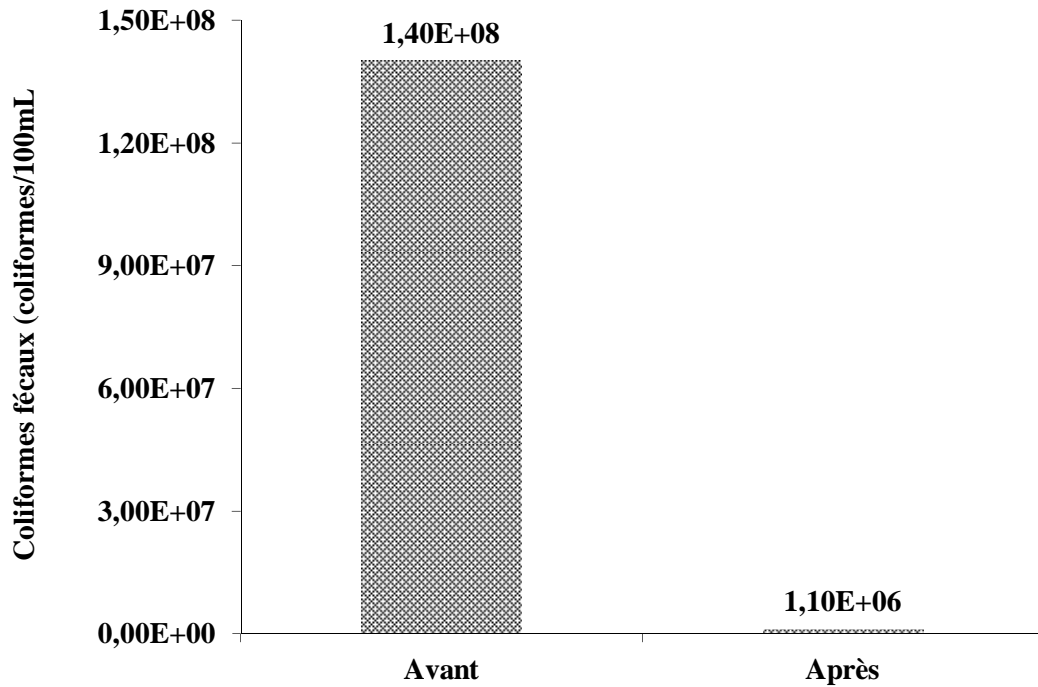


Figure 41. Coliformes fécaux au début et à la fin de la digestion.

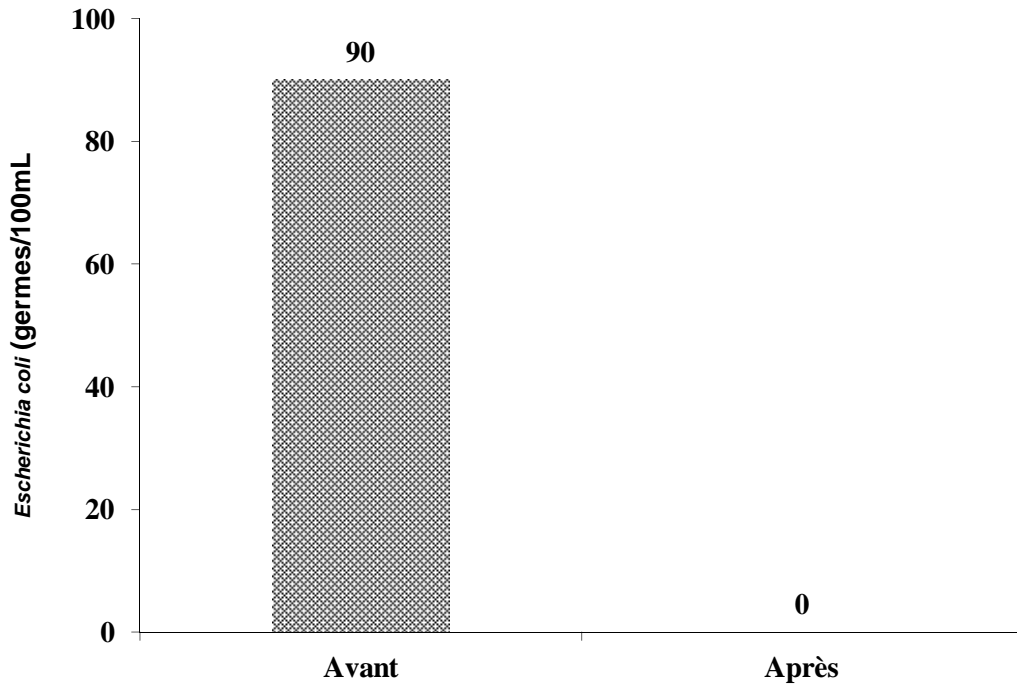


Figure 42. *Escherichia coli* au début et à la fin de la digestion.

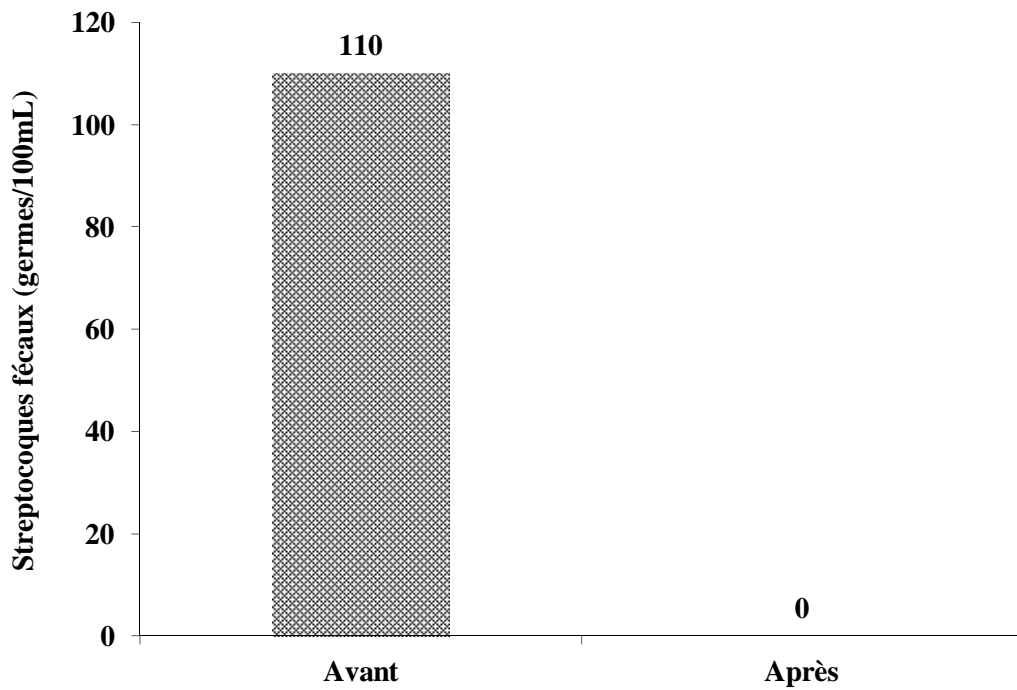


Figure 43. Streptocoques fécaux au début et à la fin de la digestion.

L'une des correspondances entre les paramètres physico-chimiques et les paramètres biologiques qui peuvent être établis dans cette étude, est l'évolution de la flore totale et celle des matières sèches en suspension.

D'après la figure 44, il est clair que la diminution de la matière sèche en suspension est obligatoirement accompagnée par une diminution de la flore totale, ce qui conduira, forcément, et en même temps à une hygiénisation et à une diminution dans la masse du résidu produit à la fin de la digestion.

Takdastan et *al.* (2005) et Alvarez et *al.* (2006) donnent les mêmes résultats et expliquent que la réduction de la matière sèche est due à la transformation de la matière organique en biogaz et aussi de la réduction de la flore totale.

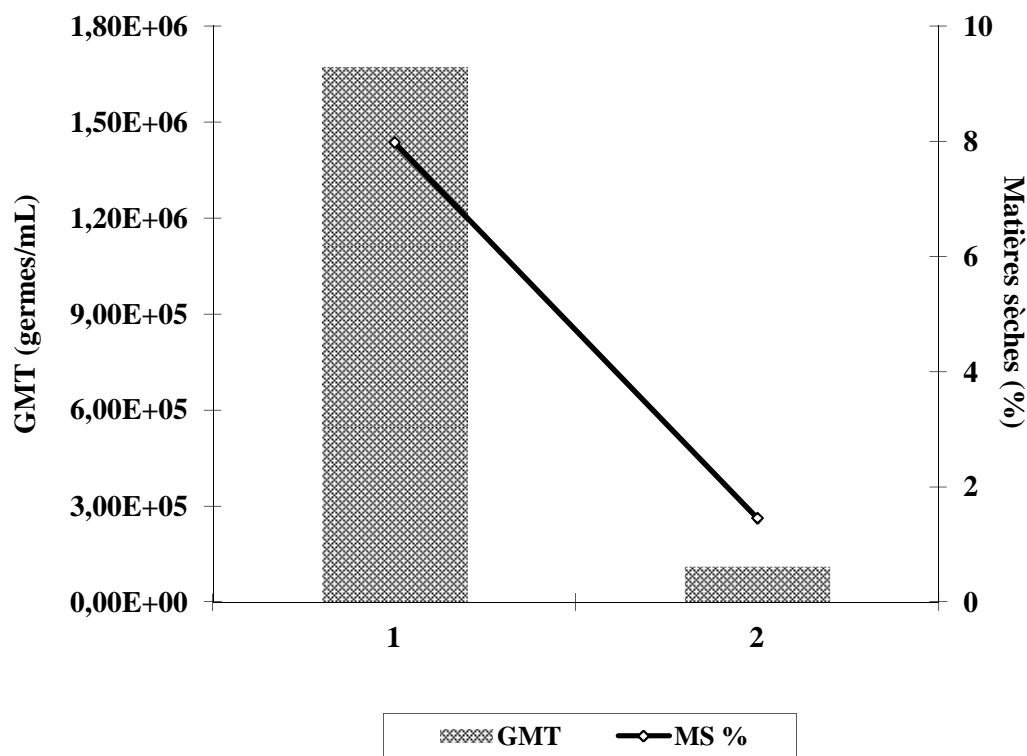


Figure 44. Evolution des taux de la matière sèche et des GMT avant (1) et après(2) digestion.

**IV.10 Conclusion**

D'après ces résultats, la boue de lagunage étudiée se révèle d'une composition fort complexe. En effet, elle est composée de 54% de matières organiques avec une charge polluante assez élevée de l'ordre de 1050 mg/L de DCO et de 840 mg/L de DBO<sub>5</sub>, et une teneur en azote de 6,1 mg/Kg MS avec une concentration importante en ammonium de l'ordre de 1568 mg/L, ce qui reflète un fort taux de pollution matérialisé par une activité biologique intense ( $1,67 \cdot 10^6$  germes/mL).

Les essais effectués dans le digesteur en batch a donné de meilleurs résultats pour un taux de dilution de 20% correspondant à 16 g de matière sèche /L.

Le bon déroulement de la méthanisation a été vérifié par la valeur du rapport AGV/TAC inférieure à 0,5, ce qui a permis l'aboutissement de la phase méthanogène avec un biogaz inflammable.

La digestion de la boue a permis d'avoir un abattement de la DCO, de la DBO<sub>5</sub> et des MS de l'ordre de 88, 90 et 81% respectivement. Cet abattement a été accompagné d'une destruction totale de la flore pathogène.

## V. Résultats et discussions de la production du biogaz en système batch: cas des déchets ménagers

L'objectif de cette étude est le traitement et la valorisation des déchets ménagers, composés de pailles, de légumes, pomme de terre, carottes, salade etc. L'homogénéisation de ce déchet a été réalisée par découpe en petits morceaux.

L'influence de l'ajustement du pH et de l'ensemencement a été étudiée, et la production du biogaz a été mise en évidence.

### V.1 Effet de l'ajustement du pH sur la digestion anaérobie

Nous avons pu suivre l'évolution du pH au cours du temps pour les quatre expériences et nous avons constaté :

#### V.1.1 Effet de l'ajustement du pH avec ensemencement des digesteurs

Les figures 45 (EA) et 46 (ENA), montrent la variation du pH au cours de la digestion du déchet ménager. Le constat apparent est la chute brutale du pH pendant les premiers jours des expériences. Dans le premier cas (Fig. 45), nous avons ajusté le pH, avec une solution de carbonate de sodium ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) 1N (Mouchet 2004), à une valeur avoisinant 7 conduisant ainsi à une augmentation de ce paramètre pendant les neuf premiers jours. Cette opération permet de créer une bio-stabilité du milieu qui va favoriser la prolifération des bactéries acétogènes qui consommeront les AGV produit. Ainsi, la stabilité du pH est assurée aux environs de 7 pour la durée de la digestion (Parawira et *al.* 2006).

Par contre dans l'expérience du non ajustement du pH (Fig. 46), nous avons constaté que les valeurs du pH restent comprises entre 3,5 et 4,5 dans la majorité de la durée de la digestion. Cette acidification du milieu est causée par l'accumulation des acides gras volatils en agissant sur le métabolisme des bactéries responsables de la phase acétogène (Chanakya et *al.* 2009).

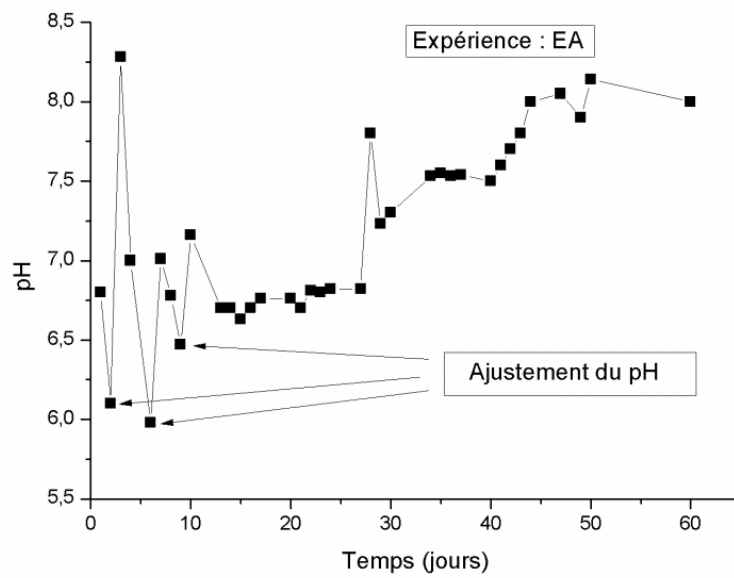


Figure 45. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience EA

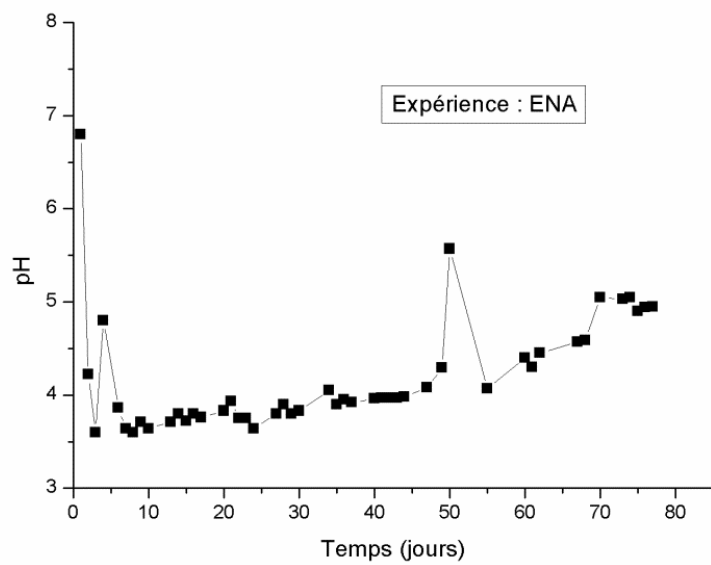


Figure 46. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience ENA

**V.1.2 Effet de l'ajustement du pH sans ensemencement des digesteurs**

Dans ce cas (Fig. 47 (NEA) et 48 (NENA)), les mêmes constatations, que dans le cas de l'expérience avec ensemencement, peuvent être émises. En effet, une chute brutale de pH est observée dans les premiers jours de la digestion. Cette chute ne peut être expliquée que par la dégradation de la matière organique et la formation des acides organiques et des acides gras volatils (Deng et *al.* 2006). Les pH dans les deux expériences se sont stabilisés aux alentours de 6,5 dans le cas de (NEA) et de 4 dans le cas de (NENA).

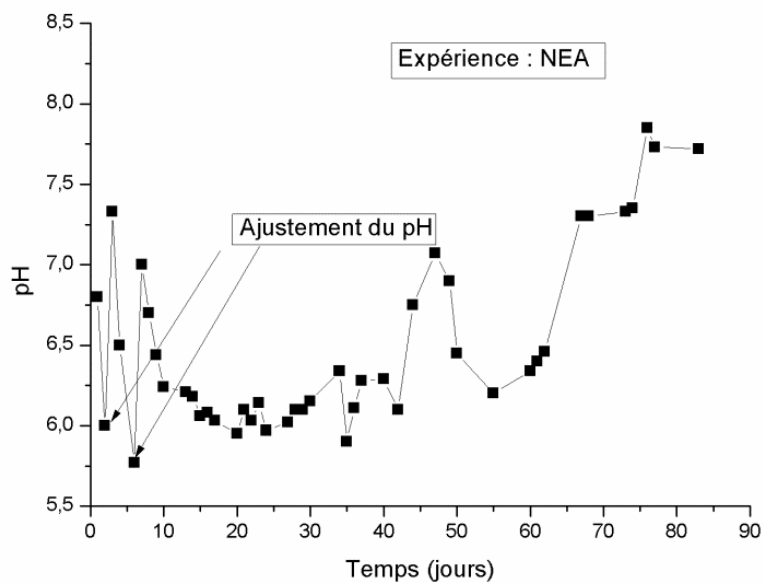
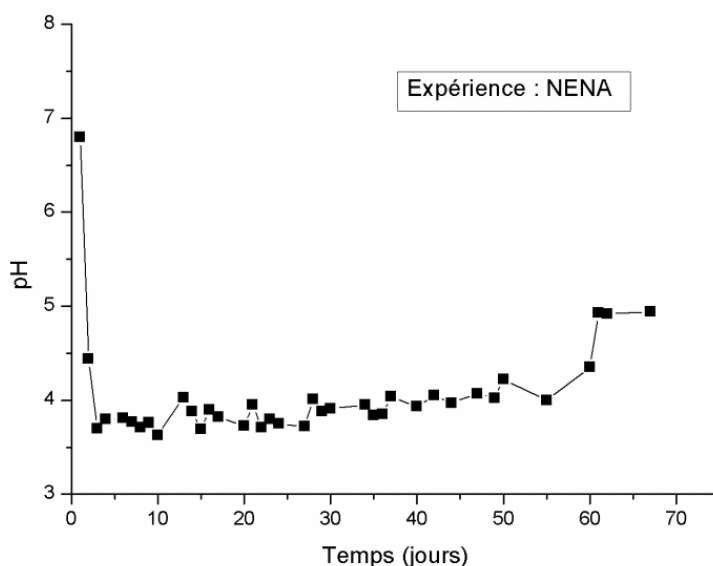


Figure 47. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience NEA



**Figure 48. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience NENA**

## V.2 Effet de l'ensemencement des digesteurs sur la production du biogaz

La production de biogaz a été mise en évidence par la mesure du volume du biogaz produit. D'après la figure 49 correspondant à l'expérience (EA), nous avons constaté que la phase méthanogène a été déclenchée plus rapidement à savoir au bout du 25<sup>ème</sup> jour. Cette phase a duré plus de 30 jours avec des fluctuations causées par la variation dans le pH de la suspension.

Dans les trois autres expériences NEA (Fig. 50), ENA (Fig. 51) et NENA (Fig. 52) le déclenchement de cette phase méthanogène n'était possible qu'à partir du 58<sup>ème</sup> jour pour NEA et du 60<sup>ème</sup> jour pour ENA et NENA.

Les différentes expériences nous permettent de constater que la digestion anaérobie et donc, la production du biogaz est plus favorable lorsque les déchets à dégrader sont ensemencés avec l'inoculum adéquat (dans notre cas les rejets d'abattoire) avec un ajustement de pH (maintenu aux voisinages de 7). Ces paramètres favorisent la prolifération des bactéries spécifiques à chaque phase de la digestion anaérobie (Mouchet 2004), et par conséquent la production du biogaz (Raposo et al. 2006).

Durant la période de 80 jours d'expérience (EA), la quantité du biogaz produite était 3,5 l.

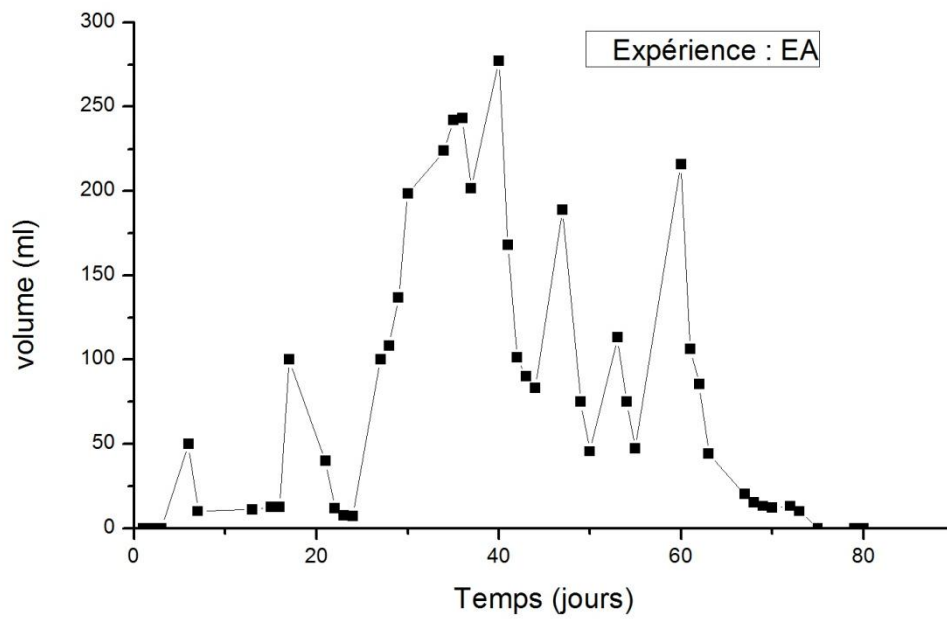


Figure 49. Evolution du volume de biogaz en fonction du temps expérience EA

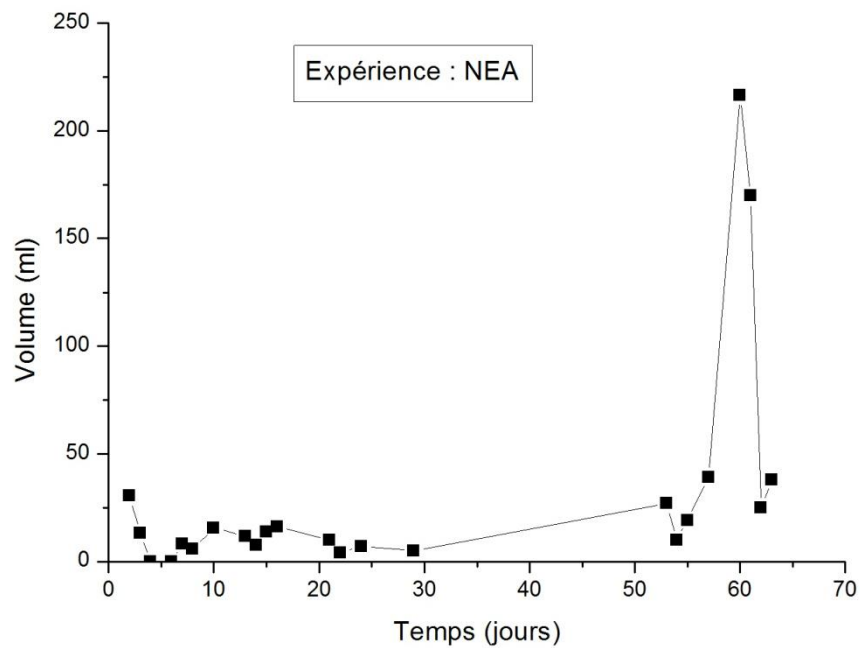


Figure 50. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience NEA

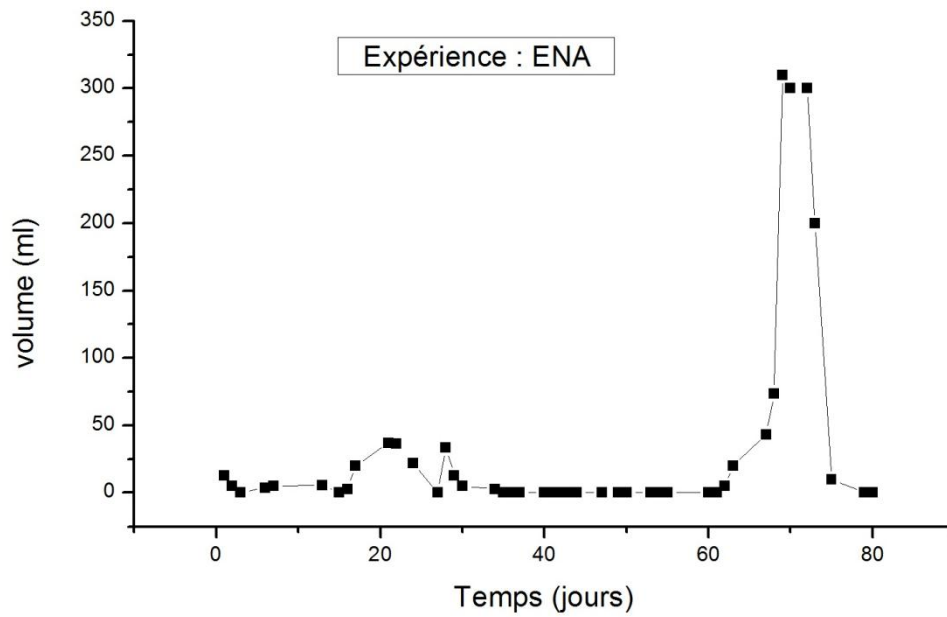


Figure 51. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience ENA

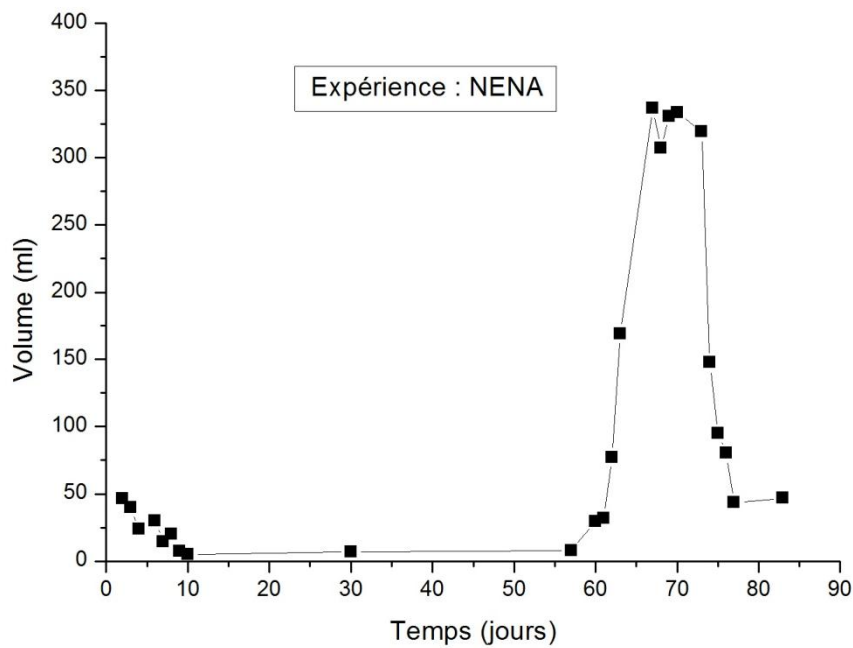


Figure 52. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience NENA

### V.3 Effet de l'ajustement du pH et l'ensemencement sur l'abattement de la pollution organique

Les figures 53 et 54 montrent clairement qu'il y a une réduction de la charge organique, cela est bien illustré par la diminution de la demande chimique en oxygène (DCO) et de la demande biochimique en oxygène ( $DBO_5$ ), mais avec un rendement supérieur dans le cas de l'expérience avec ensemencement et ajustement du pH par rapport à l'expérience avec ensemencement et sans ajustement du pH.

Le rendement de diminution de la DCO est de 70% pour le cas de l'expérience avec ensemencement et ajustement du pH (EA) et seulement de 43% pour l'expérience avec ensemencement mais sans ajustement de pH (ENA). Les mêmes ordres de grandeur ont été rapportés par (Yacob *et al.* 2006 ; Parawiraa *et al.* 2006).

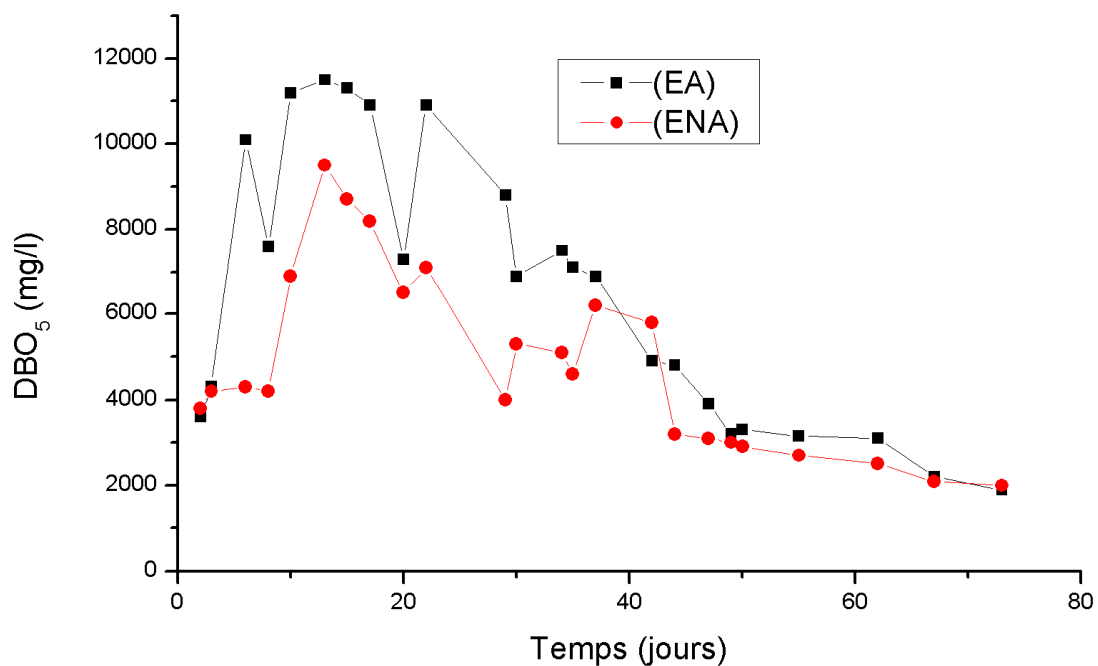


Figure 53. Variation de la  $DBO_5$  en fonction du temps pour les expériences EA et ENA

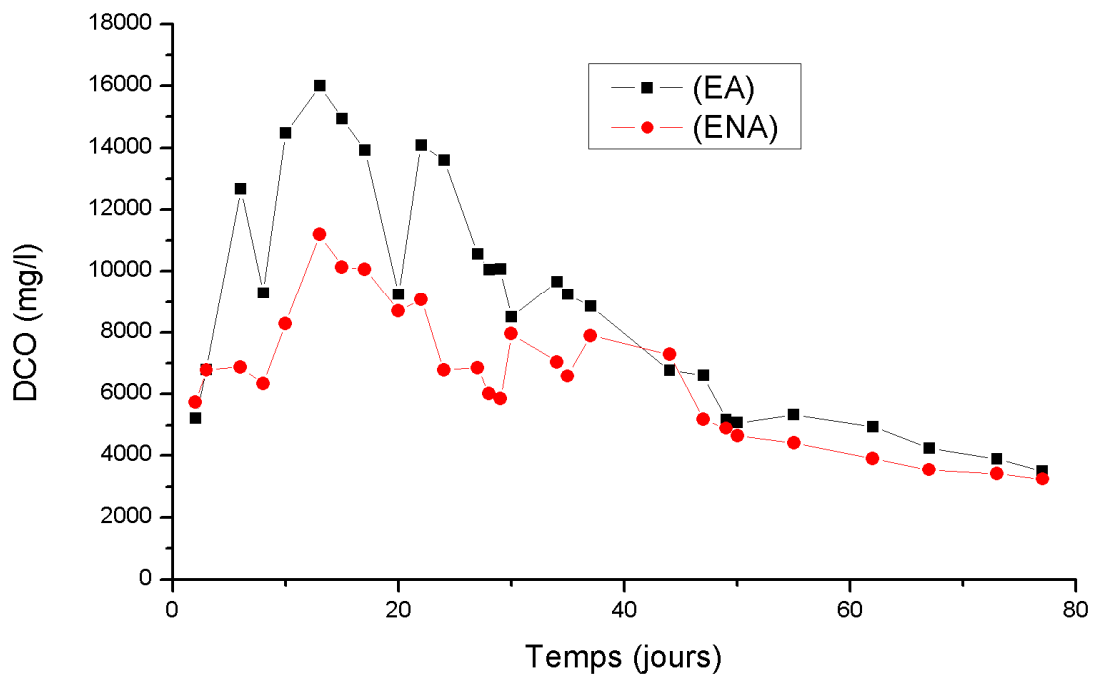


Figure 54. Variation de la DCO en fonction du temps pour les expériences EA et ENA

#### V.4 Conclusion

La production du biogaz à partir des déchets ménagers a été bien mise en évidence dans cette expérience. L'étude a montré aussi que le meilleur rendement de dégradation des déchets ménagers et le meilleur rendement de production de biogaz été assuré par l'expérience avec ensemencement et avec ajustement du pH aux alentours de 7, favorisait le développement des bactéries méthanogènes qui sont responsable de la formation du méthane.

Comparant avec les autres expériences, l'expérience EA a donné un taux d'abattement de la matière organique de l'ordre de 70%.

## VI. Résultats et discussions de la digestion anaérobie en digesteur continu

### VI.1 Etude de démarrage d'un digesteur en continu à l'échelle du laboratoire

Un digesteur en continu a été conçu à l'échelle du laboratoire dans le but d'étudier et d'améliorer les rendements de la digestion anaérobie des déchets organiques. Les résultats obtenus peuvent être extrapolés à l'échelle pilote. Pour l'étude de démarrage de ce digesteur, nous avons choisi comme substrat les boues issues de la station d'épuration située dans la ville d'Adrar (sud-ouest de l'Algérie). Différents paramètres ont été pris en considération comme le pH, les AGV, la DCO et le volume de biogaz produit pendant le processus de digestion.

#### VI.1.1 pH

La figure 55 présente la variation du pH au cours de la digestion. Cette variation enregistrée a présenté une légère baisse durant les dix premiers jours (de 7,4 à 7,1) lorsque le taux de charge organique a été de 16 g MS /l. En revanche, une baisse considérable de pH de 7,1 à 5,6, après les 17 premiers jours a été observée. Quand le taux de charge organique est passé à 30 g MS /l (en alimentant le digesteur), cela nous a permis de déduire que la quantité d'acide produite lors des phases d'hydrolyse et acidogénèse était proportionnelle au taux de charge organique introduite dans le digesteur. Ces observations coïncident avec celles citées par Hutnan *et al.* (2006) et Liang-Wei *et al.* (2006).

A partir du 25<sup>ème</sup> jour jusqu'à la fin du processus de digestion, le pH a augmenté et reste stable aux environs de la valeur de 7.

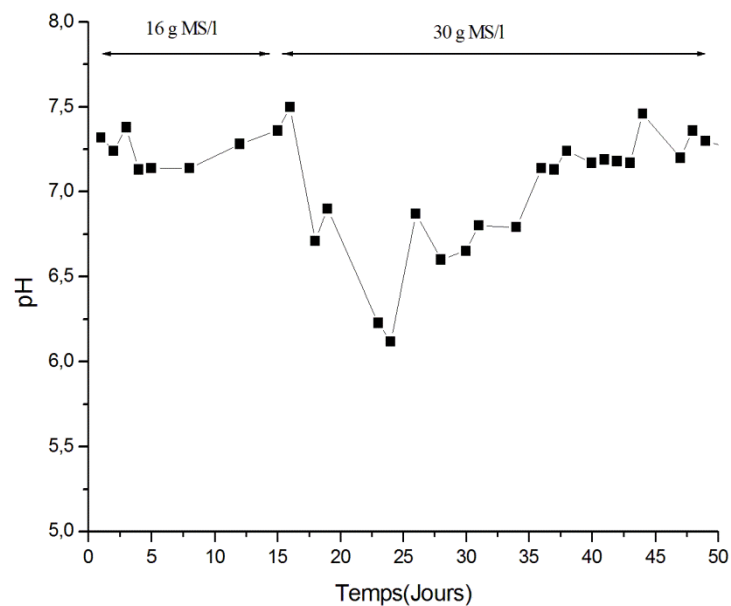


Figure 55. Variation du pH au cours du processus de digestion.

### VI.1.2 Titre Alcalimétrique Complet (TAC)

L'alcalinité totale (TAC) dans le digesteur est passée de 550 mg/l lorsque le taux d'alimentation en matière organique était de 16g/l à 4780 mg/l quand le taux d'alimentation en matière organique est passé à 30g/l (fig.56). L'alcalinité est connue pour être un facteur essentiel pour la neutralisation des acides gras volatils et le maintien du pH dans la zone favorable pour le développement des bactéries méthanogènes (Shahrakbah et *al.* 2006).

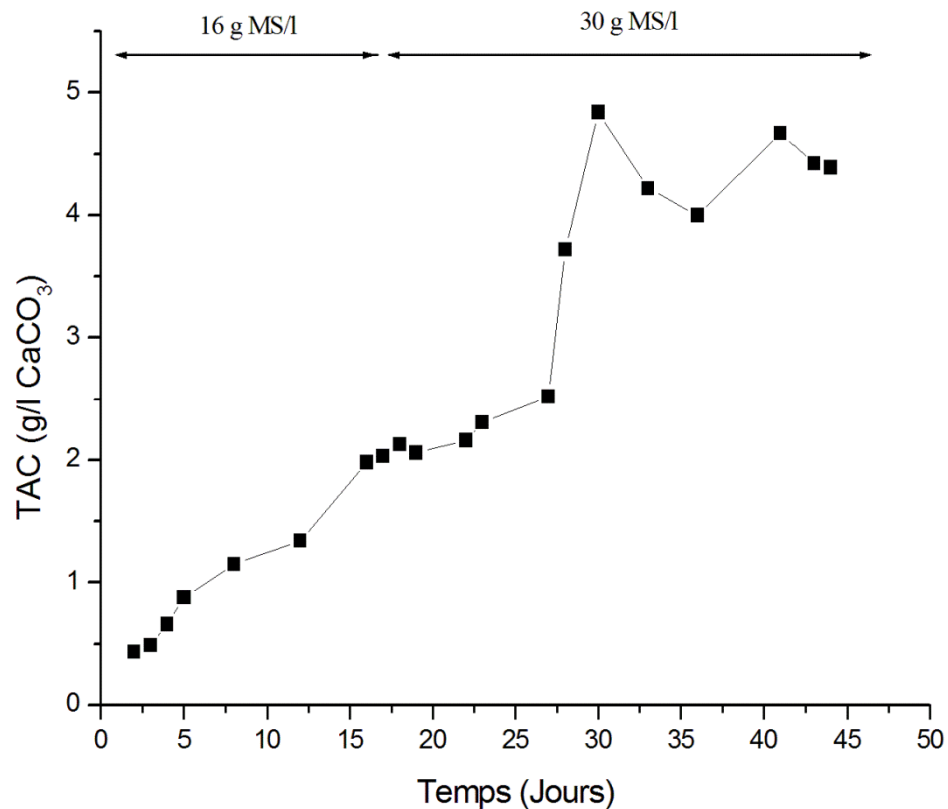
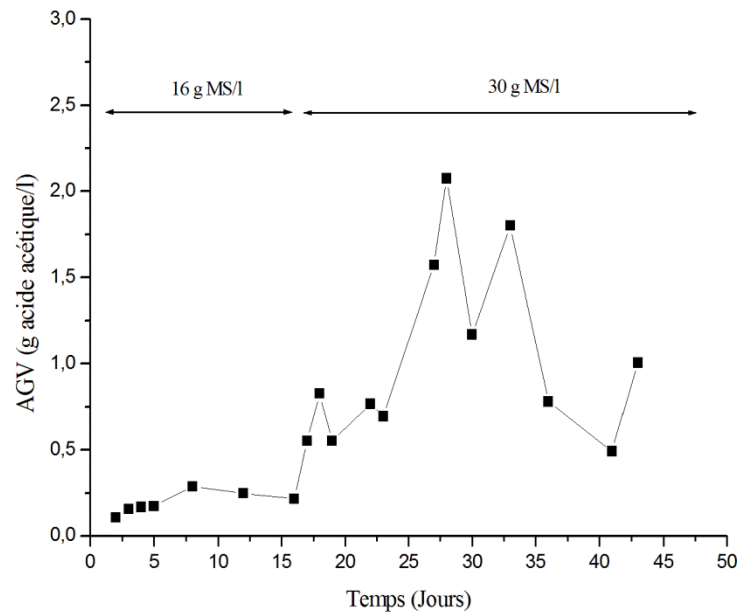


Figure 56. Variation du Titre alcalimétrique complet au cours de la digestion anaérobie

### VI.1.3 Acides Gras Volatiles (AGV)

La concentration des AGV dans l'effluent avec un taux d'alimentation en matière organique à 16 g/l était de l'ordre de 250-500mg (d'acide acétique/L) durant les 17 premiers jours de la digestion (fig. 57). Après ce temps, la courbe montre une augmentation du taux des AGV jusqu'à 2000 mg (d'acide acétique/l).

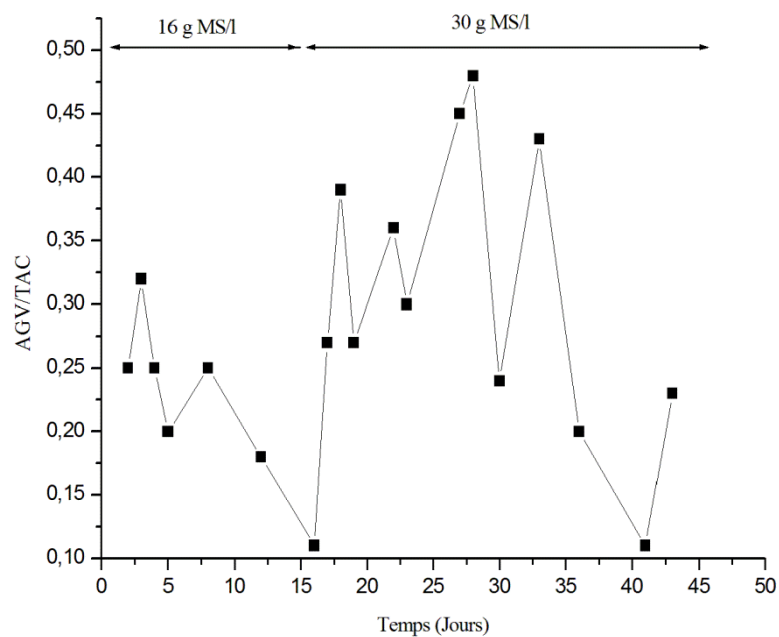
Cette phase de production des AGV correspondrait à la phase d'hydrolyse - acidogénèse identifiés par Hill et Bolte (2000) et Abilio et Carlos (1995). La baisse de la concentration des AGV après le 28<sup>ème</sup> jour était due à la consommation de ces derniers par les bactéries correspondant à la phase acétogénèse.



**Figure 57. Variation des AGV au cours de la digestion anaérobie**

#### VI.1.4 Rapport AGV/TAC

Dans la figure 58, nous avons illustré la variation du rapport AGV/TAC. La figure montre que ce rapport a été pour tous le processus de digestion inférieur à 0,5. Cette valeur, citée par (Nguyen *et al.* 2007 ; Rao et Singh 2007), indique la faisabilité du processus malgré l'importante production d'AGV. La présence de ces derniers pourrait inhiber le processus de digestion anaérobie (Chanakya *et al.* 2009).



**Figure 58. Variation du rapport AGV/TAC au cours de la digestion anaérobie**

### VI.1.5 Production du biogaz

Sur la figure 59, nous avons présenté la variation du volume du biogaz produit lors de la digestion. Nous avons noté une faible production au cours des 17 premiers jours (taux de charge organique de 16 g MS/l). Après ce temps, le volume du biogaz a considérablement augmenté et abouti à une valeur aux voisinages de 2500 Nml/j (taux de charge organique de 30 g MS/l). Le volume total du biogaz produit pendant cette expérience était de 4500 Nml.

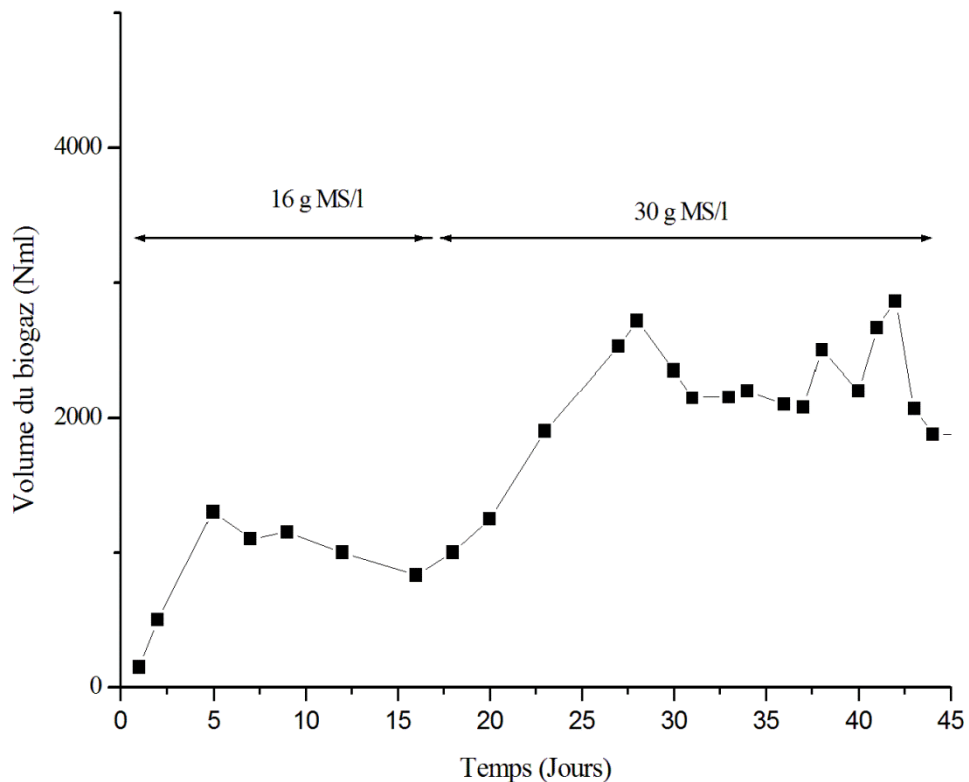


Figure 59. Variation du volume du biogaz au cours de la digestion anaérobie

### VI.1.6 Demande Chimique en Oxygène (DCO)

La figure 60 montre une faible augmentation de la valeur de la DCO pour les cinq premiers jours. Après ce temps, nous avons observé une légère diminution de la DCO, en raison de la dégradation des matières organiques. La forte augmentation de la valeur de la DCO au-delà du 17<sup>ème</sup> jour est due principalement à l'ajout de substrat. Une chute rapide à partir du 30<sup>ème</sup> jour est observée et qui s'est traduite par un abattement des valeurs de la DCO de 6000 mg/l à 4000 mg/l. Cette diminution s'explique par la forte activité bactérienne dans le milieu et la consommation des matières organiques pour la formation d'autres métabolites intermédiaires.

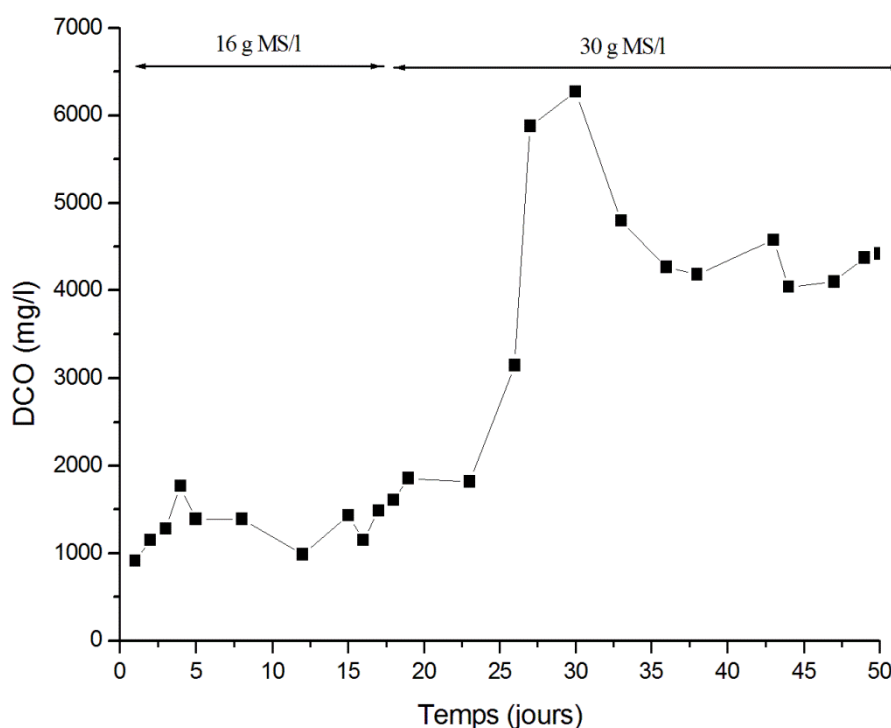


Figure 60. Variation de DCO au cours de la digestion anaérobie

### VI.1.7 Conclusion

L'étude de démarrage d'un digesteur en continu à l'échelle du laboratoire a fait l'objet de cette étude. Nous avons constaté que le déclenchement de la phase de méthanisation était basé sur la quantité de la matière organique introduite. Le processus de la digestion n'a pas été inhibé par la présence des AGV. Le pouvoir tampon du milieu réactionnel a été capable de maintenir le pH dans la zone favorable de développement des microorganismes responsables de la digestion anaérobie et le rapport AGV/TAC n'a pas dépassé la valeur de 0,5.

## VI.2 Conception et démarrage d'un digesteur enterré

Le but de cette partie de travail est la réalisation et l'étude de démarrage d'un digesteur enterré (pilote) au niveau de l'Unité de Recherche en Energies Renouvelables en Milieu Saharien à Adrar (URER/MS) avec un volume utile de 4 m<sup>3</sup>.

320 kg de déchets d'abattoirs de la ville d'Adrar ont été traités pendant 60 jours. Durant cette période, nous avons suivi l'évolution de plusieurs paramètres tels que: le pH, les acides gras volatils (AGV), la température à l'intérieur du digesteur, la demande chimique en oxygène (DCO), la pression et le volume de biogaz produit.

### VI.2.1 Etapes de construction de l'installation de production de biogaz

La construction est passée par plusieurs étapes. Cette dernière a nécessité l'intervention de multiples disciplines :

- ✓ Génie civil ;
- ✓ Energétique ;
- ✓ Génie des procédés.

#### VI.2.1.1 Réalisation de la fosse du digesteur pilote

La première étape de construction est la réalisation d'une fosse avec les dimensions suivantes :

- 3 mètres de profondeur ;
- 5 mètres de largeur ;
- 4 mètre de longueur.



**Photo 7. Fosse pour l'implantation du digesteur**

### VI.2.1.2 Construction du fond de la cuve du digesteur

Le centre de la cuve du digesteur est repéré au sol au moyen d'un fil à plomb placé à l'intersection des cordes. Nous avons fixé un petit piquet pour tracer un cercle de 80 cm de rayon. Marquer convenablement le cercle (Fig.61). Le piquet central est retiré après avoir marqué sur la corde le centre du fond de la cuve. Creuser ensuite le sol sur 15 cm au bord du cercle et 35 cm au centre. Poser sur le fond de la pierre sur une épaisseur de 10 cm. Déposer une couche de béton sur une épaisseur de 5 cm.

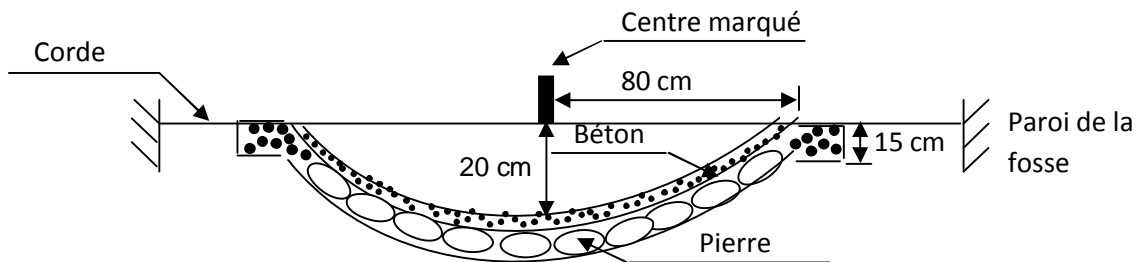


Figure 61. Construction du fond de la cuve du digesteur

### VI.2.1.3 Construction de la paroi de la cuve de digestion

Les briques sont posées à l'horizontale sur le côté d'épaisseur 15 cm. Les joints sont bien remplis avec du mortier de ciment. On termine chaque rangée circulaire de briques avant de commencer la suivante. La rangée suivante est montée à joints décalés par rapport à la précédente. Les joints de mortier ne doivent pas dépasser 1 cm. Derrière les deux premières rangées de brique est placé un anneau de béton. (Fig.62), (Photo 8)

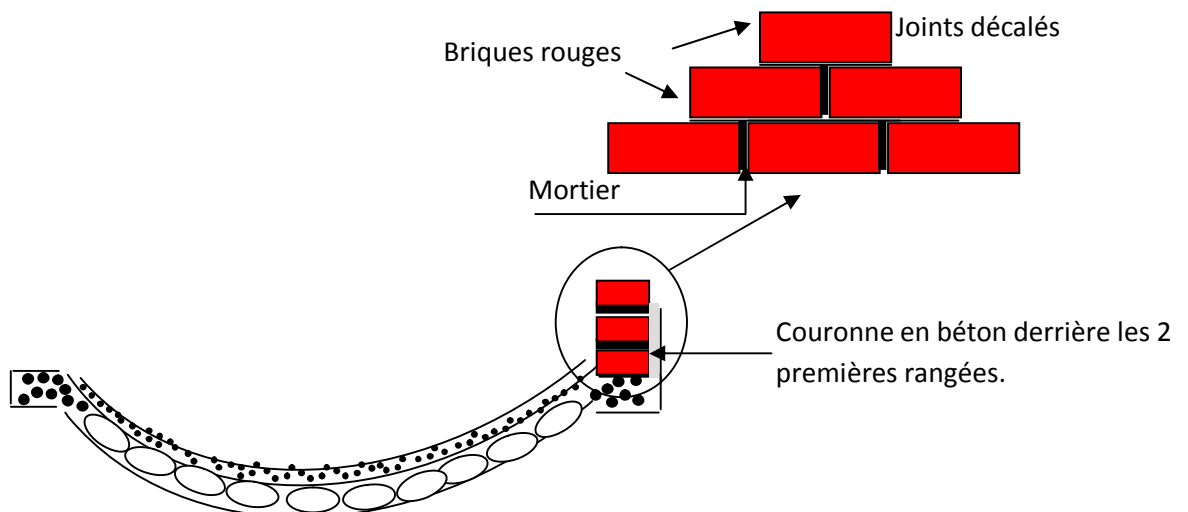


Figure 62. Début de construction du mur de la cuve de digestion



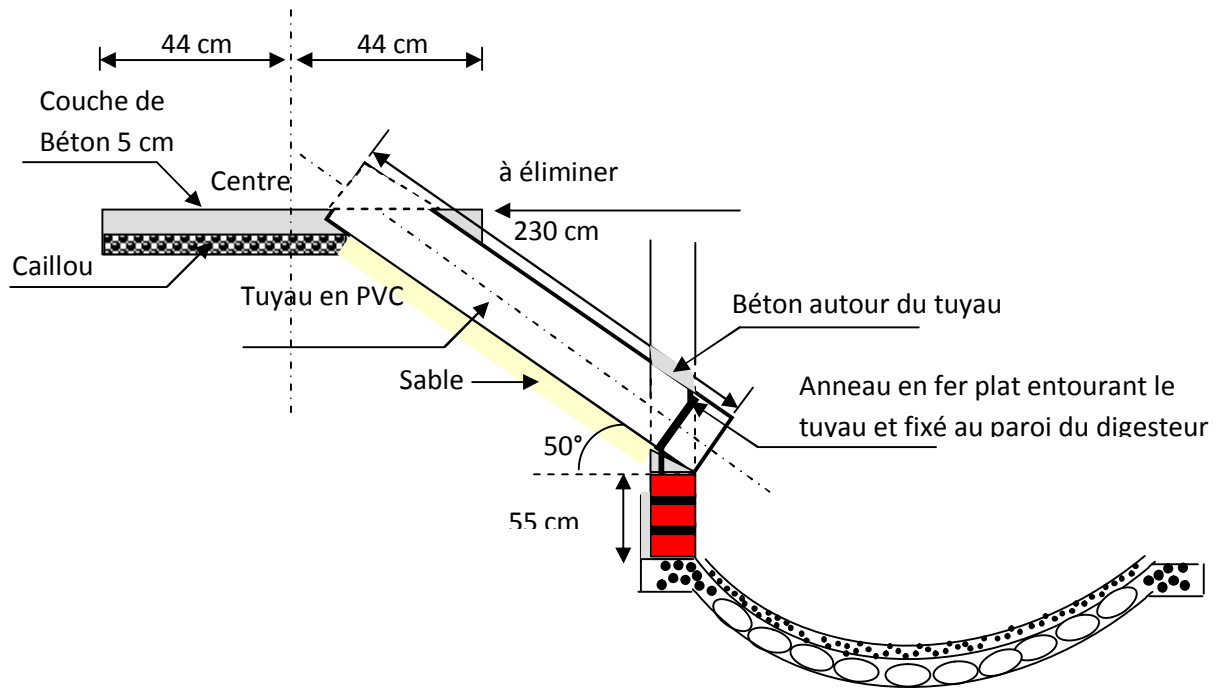
**Photo 8. Début de construction du mur de la cuve de digestion**

#### VI.2.1.4. Construction du bac d'évacuation du digestat

Après la troisième rangée de brique, un tuyau en PVC (diamètre 20 cm, longueur 230 cm) est déposé à 55 cm au-dessus de la base de la 1<sup>ère</sup> rangée de brique. L'inclinaison du tuyau est de 50° par rapport à l'horizontal. Le tuyau est fixé à la paroi de la cuve en utilisant un anneau en fer plat. A une distance de 240 cm à partir du centre de la cuve de digestion est implanté le bac d'évacuation sur une surface de 110 x 125 cm sur laquelle est déposé le tuyau. Du sable est posé au tour du tuyau. Du béton est posé entre les briques et le tuyau. Sur la surface du bac d'évacuation sont posés une couche de caillou (10 cm) et une couche de béton de 5 cm. (Fig.63), (photo 9)



**Photo 9. Bac d'évacuation du digestat**



**Figure 63. Emplacement du tuyau et construction du bac d'évacuation du digestat**

#### VI.2.1.5 Construction du bac d'alimentation du substrat

Sur la huitième rangée de brique est déposé un tuyau en PVC (Diamètre 20 cm, longueur 190 cm) à une distance de 130 cm au-dessus de la base de la première rangée de briques. Un anneau en fer plat est utilisé pour fixer le tuyau à la paroi de la cuve. L'autre côté du tuyau est déposée sur la base de la cuve d'alimentation de telle sorte que l'angle formé avec l'horizontal soit 53°. Du béton est posé au tour du tuyau. (Fig.64), (photo 10)



**Photo 10. Tuyau d'alimentation du digesteur**

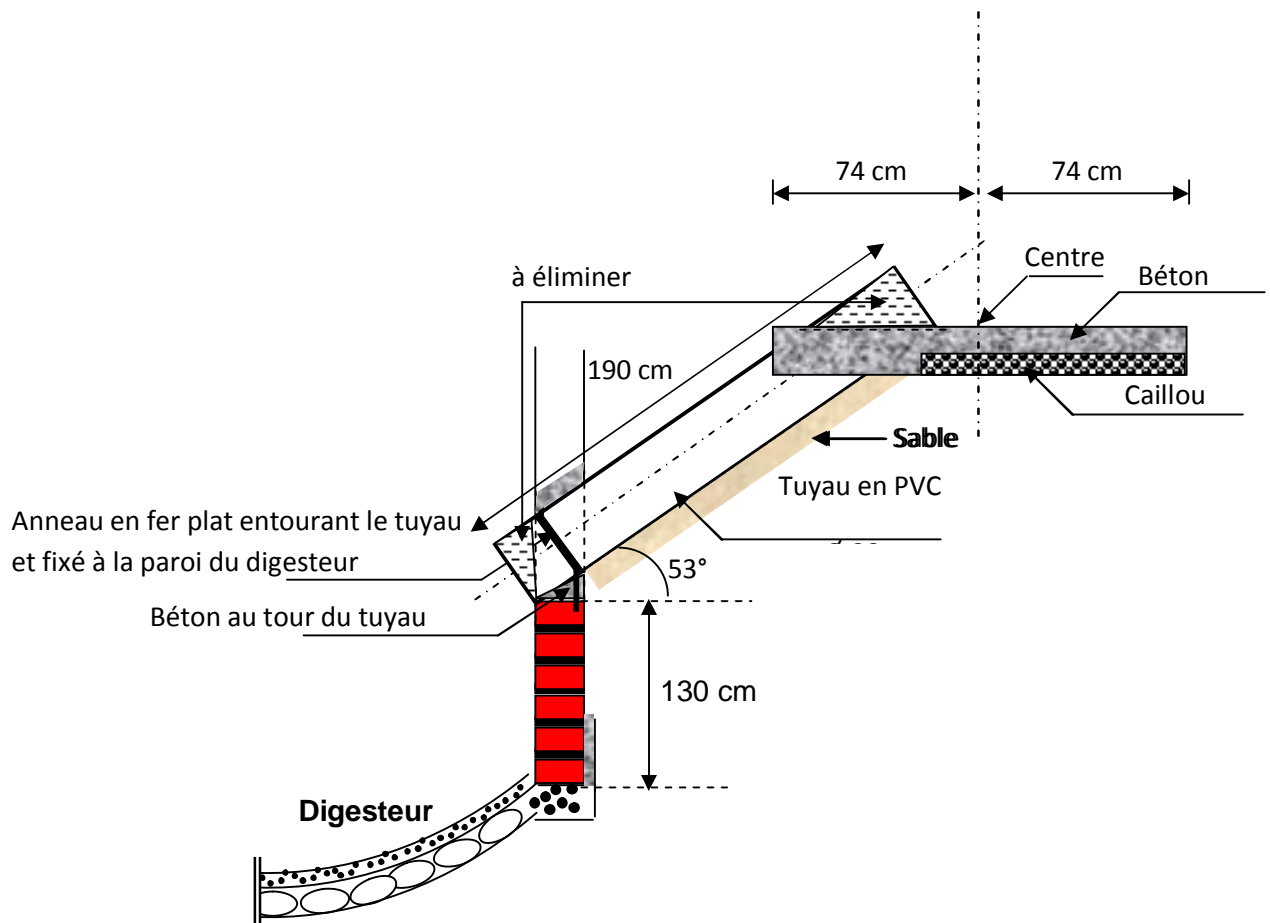


Figure 64. Construction du bac d'alimentation du digesteur

#### VI.2.1.6 Construction du dôme et trou dôme

A partir de la deuxième rangée au dessus du tuyau d'alimentation les briques déposés sont inclinés de telle sorte à avoir à la quatrième rangée un diamètre de 50 cm. Après séchage du dôme on commence à construire le trou dôme en déposant une couche de béton sur laquelle deux rangées de briques sont posées verticalement. (Fig.65), (Photo 11)



Photo 11. Construction du dôme et trou dôme

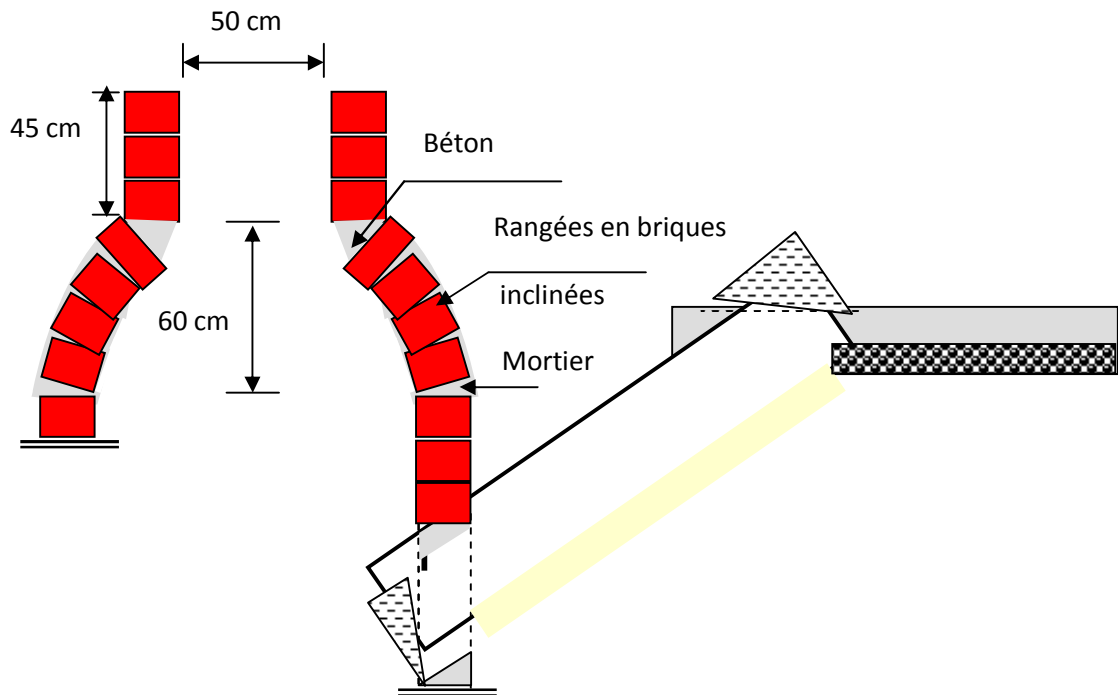


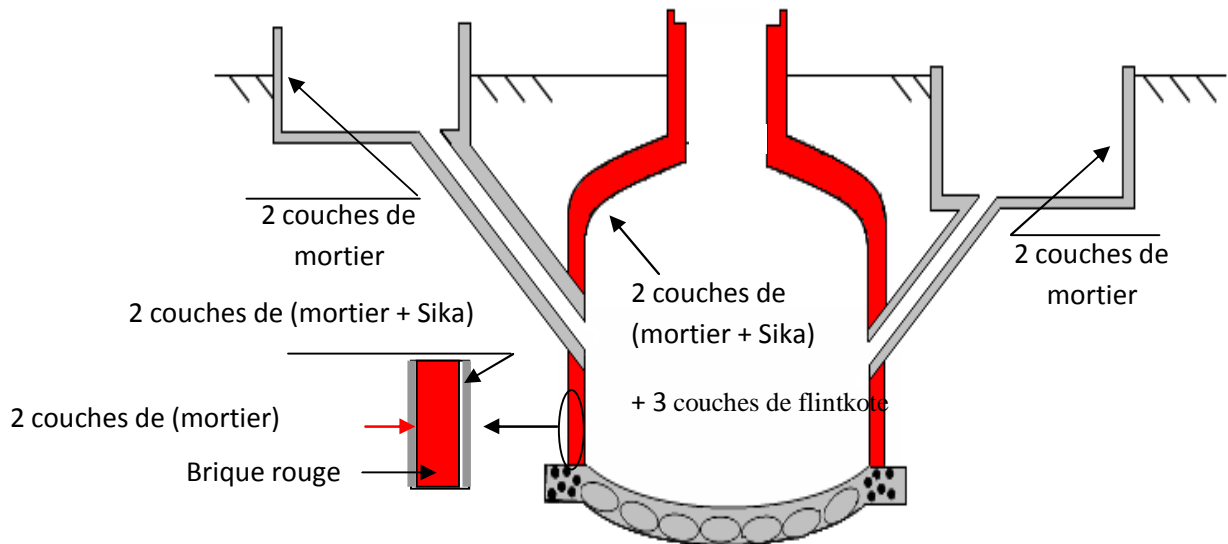
Figure 65. Construction du dôme et trou dôme

#### VI.2.1.7 Revêtement du digesteur

Dans la cuve centrale du digesteur, on pose soigneusement un enduit (composé de 1kg de Sika et de 50Kg de ciment plus du sable) sur toutes les surfaces y compris le fond, après les avoir bien humidifiées. On pose le jour même, une seconde couche d'enduit d'un centimètre d'épaisseur sur toutes les surfaces. Dans la partie supérieure du dôme (au-dessus des niveaux des tuyaux) et jusqu'au niveau du couvercle, on applique deux couches du lait de ciment (1 kg de Sika pour 50 kg de ciment). On applique également trois (3) couches de Flintkote sur cette partie supérieure quand elle est sèche (Fig 66), (Photo 12)



Photo 12. Revêtement du digesteur



**Figure 66. Revêtement des parois interne et externe du digesteur**

#### VI.2.1.8 Remplissage de la fosse

Après avoir terminé la construction du digesteur la fosse est rempli par du sable. (Photo 13)



**Photo 13. Remplissage de la fosse**

#### VI.2.1.9 Construction du gazomètre

Le gazomètre est composé d'une cloche gazométrique d'un volume de 1500 litre plongée dans un bassin d'eau sous forme d'un anneau entourant le trou-dôme du digesteur. La cloche est guidée par des tubes en acier galvanisé 26/33. La cloche gazométrique est construite en tôle galvanisée (ref.15)(Fig. 67).

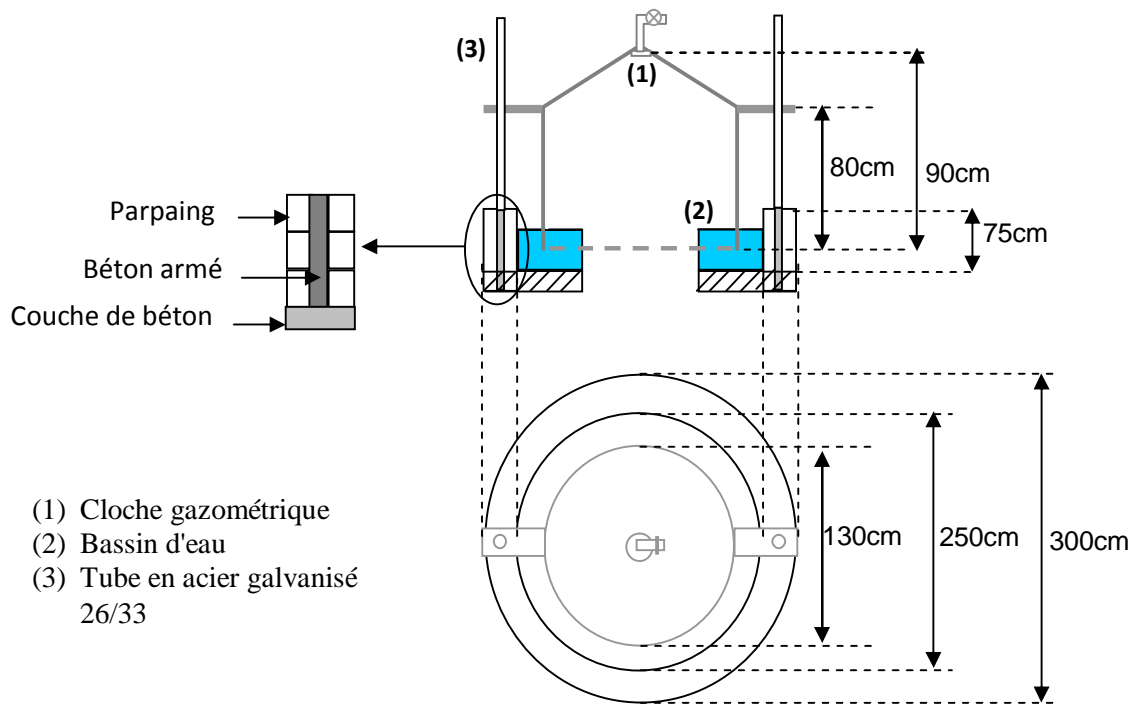


Figure 67. Schéma de gazomètre à cloche

#### ➤ Construction du bac du gazomètre

Avec de la chaux on trace deux cercles coaxiaux autour du digesteur : le diamètre du premier cercle est de 300 cm, le deuxième ayant un diamètre de 250 cm.

Entre les deux cercles on creuse une tranchée de 20 cm de hauteur. On pose une couche de pierre sur laquelle on verse du béton jusqu'à une épaisseur de 5 cm. Avec du parpaing plein (10x20 cm) on fait construire deux murettes d'une hauteur de 75 cm. Dans l'espace entre les deux murettes on pose du tri soudé et on remplit avec du béton. Deux tubes en acier galvanisé sont implantés verticalement dans le béton (Fig. 68), (photo 14).

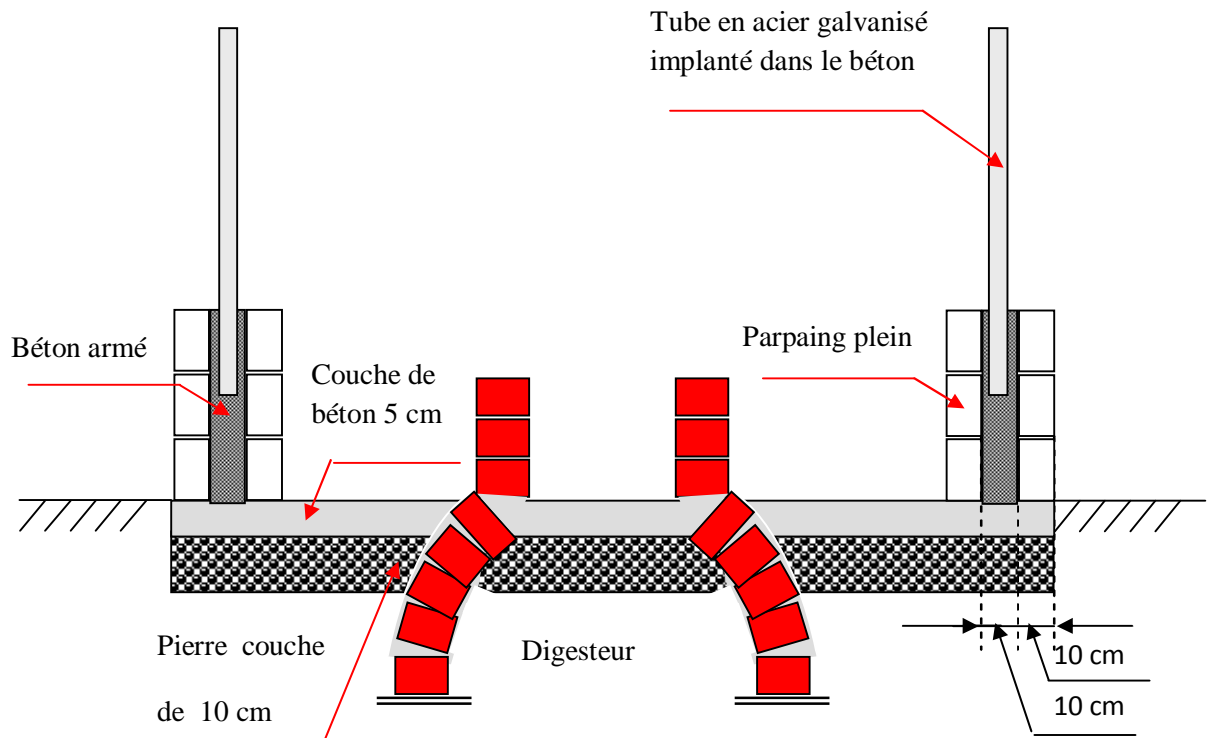


Figure 68. Construction du bac du gazomètre



Photo 14. Construction du gazomètre

### ➤ Cloche gazométrique

La cloche est composée d'une partie cylindrique et d'une partie conique soudées l'une avec l'autre. Au point d'assemblage des deux parties sont soudées deux paillettes de part et d'autre de la cloche. La paillette est en fer plat (ref.20) (dimension 10x30 cm), le côté libre de la paillette est percé d'un trou de 35 mm de diamètre.

Le sommet de la cloche est menu d'un trou auquel est soudé un mamelon en acier galvanisé (ref.15/21). La tôle utilisée pour la fabrication de la cloche est en acier galvanisé (réf. 15) (Fig. 69).

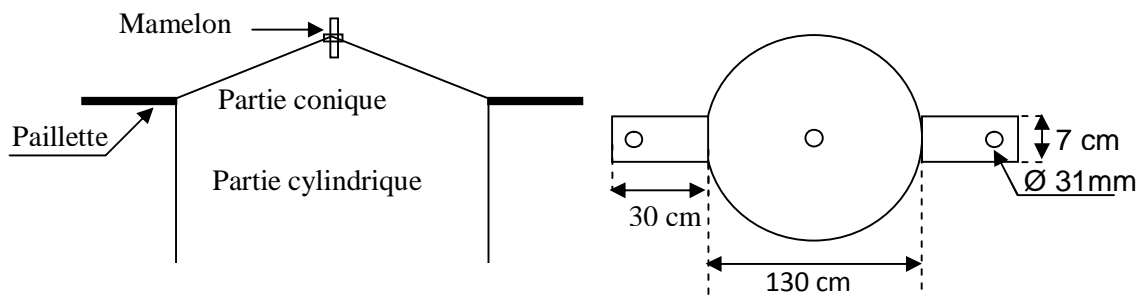


Figure 69. Schéma descriptif de la cloche gazométrique

#### VI.2.1.10. Réalisation et installation du système d'agitation

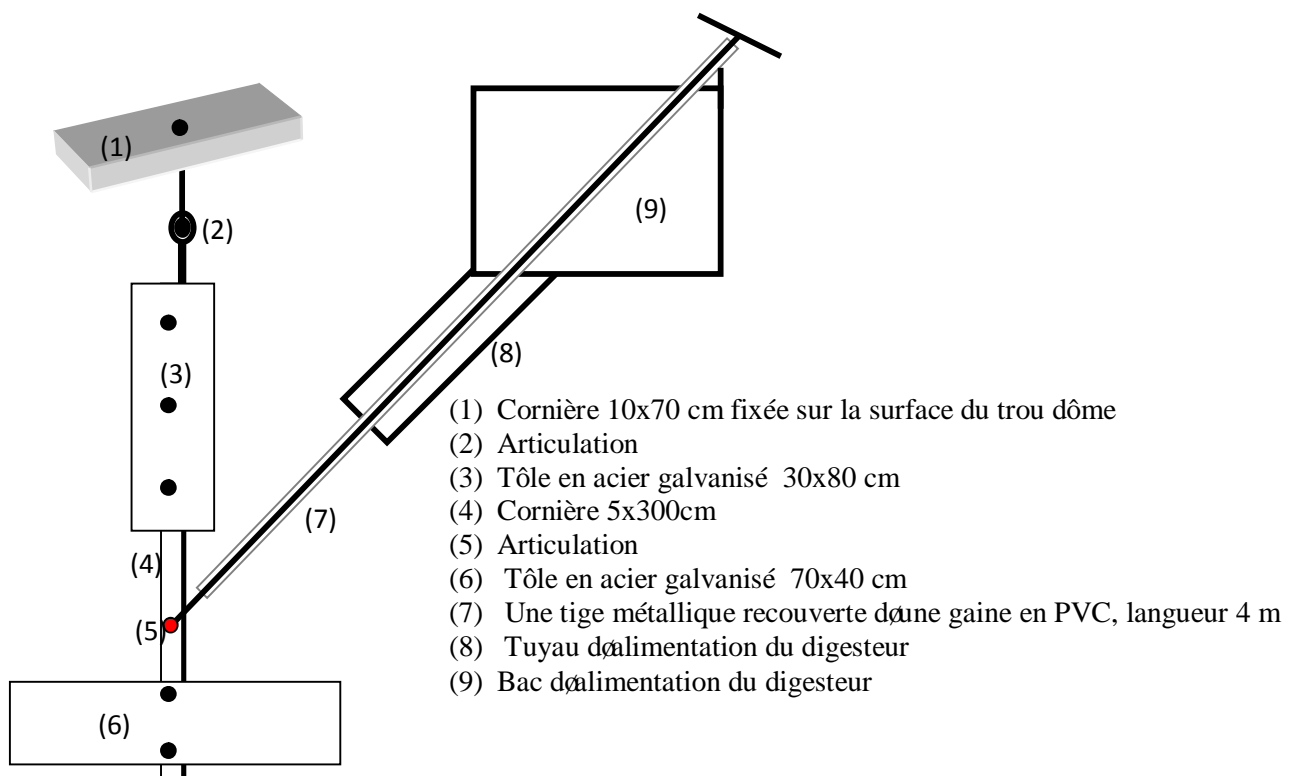


Figure 70. Système d'agitation

Il s'agit d'une tige métallique suspendue à l'intérieur du digesteur. Sur cette tige nous avons fixées deux paillettes en acier galvanisé, la première (40x70cm) est fixée en haut du digesteur dans le but d'éliminer la croûte qui se forme en surface du digesteur, la deuxième paillette (50x120cm) est fixée en bas du digesteur permettant d'agiter le substrat précipité. Une autre tige métallique est reliée à la tige suspendue au moyen d'une articulation (Fig. 70).

#### VI.2.1.11 Construction du lit de séchage

Tracer avec de la chaux un carré de 10m de côté. Creuser une tranchée de 10cm de profondeur autour de la surface carrée. Déposer du parpaing (ref.10) dans cette tranchée et jointer avec du mortier. Nivelier le sol à l'intérieur du carré et étaler une couche de béton de deux centimètres. Déposer 100m<sup>2</sup> de tri soudé. Etaler du béton par tranche de 2 m<sup>2</sup> jusqu'au recouvrement de la totalité du carré. Recouvrir la totalité de la surface du parpaing avec une couche de mortier d'un centimètre (Fig. 71), (Photo 15).

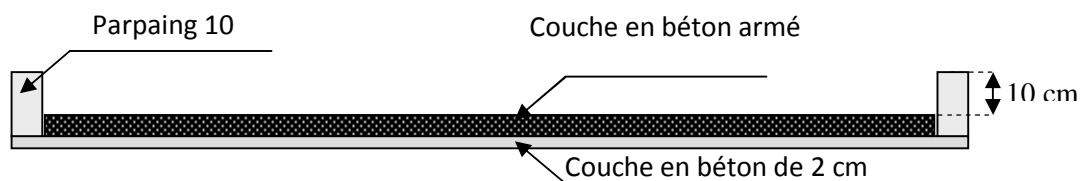


Figure 71. Construction du lit de séchage

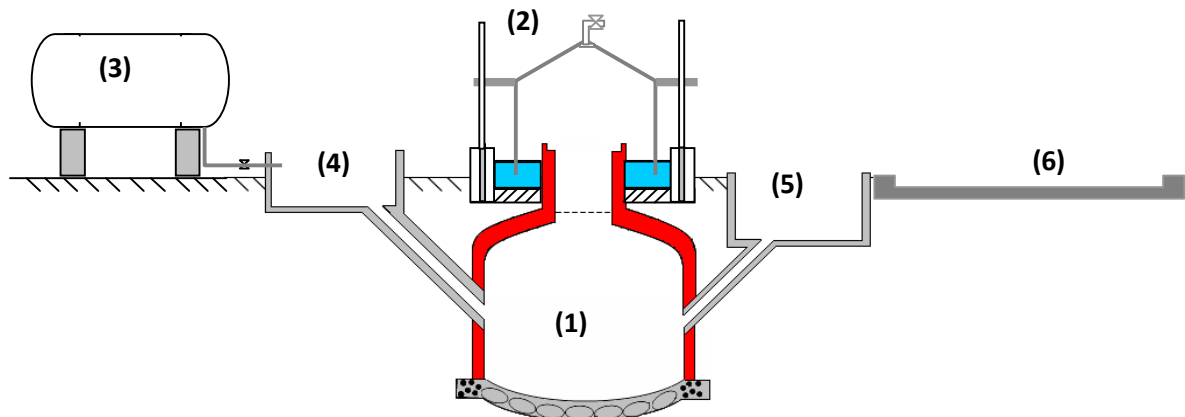


Photo 15. Construction du lit de séchage

### VI.2.1.12 Schéma global de l'installation pilote

Après la réalisation du digesteur pilote, nous pouvons lui attribuer les avantages suivants :

- ✓ Faible coût de réalisation ;
- ✓ Occupation d'espace restreint ;
- ✓ Exploitant non qualifié ;
- ✓ Facilité de l'entretien.



(1) Digesteur enterré - (2) Gazomètre ó (3) Citerne (4) Entrée de substrat - (5) Sortie de digestat ó (6) Lit de séchage

**Figure 72. Schéma représentant l'installation pilote de production de biogaz**



(1)- Digesteur enterré (2)- Lit de séchage (3)- Réservoir d'eau

**Photo 16. Installation pilote de production du biogaz réalisée au niveau de l'unité URER/MS-Adrar**

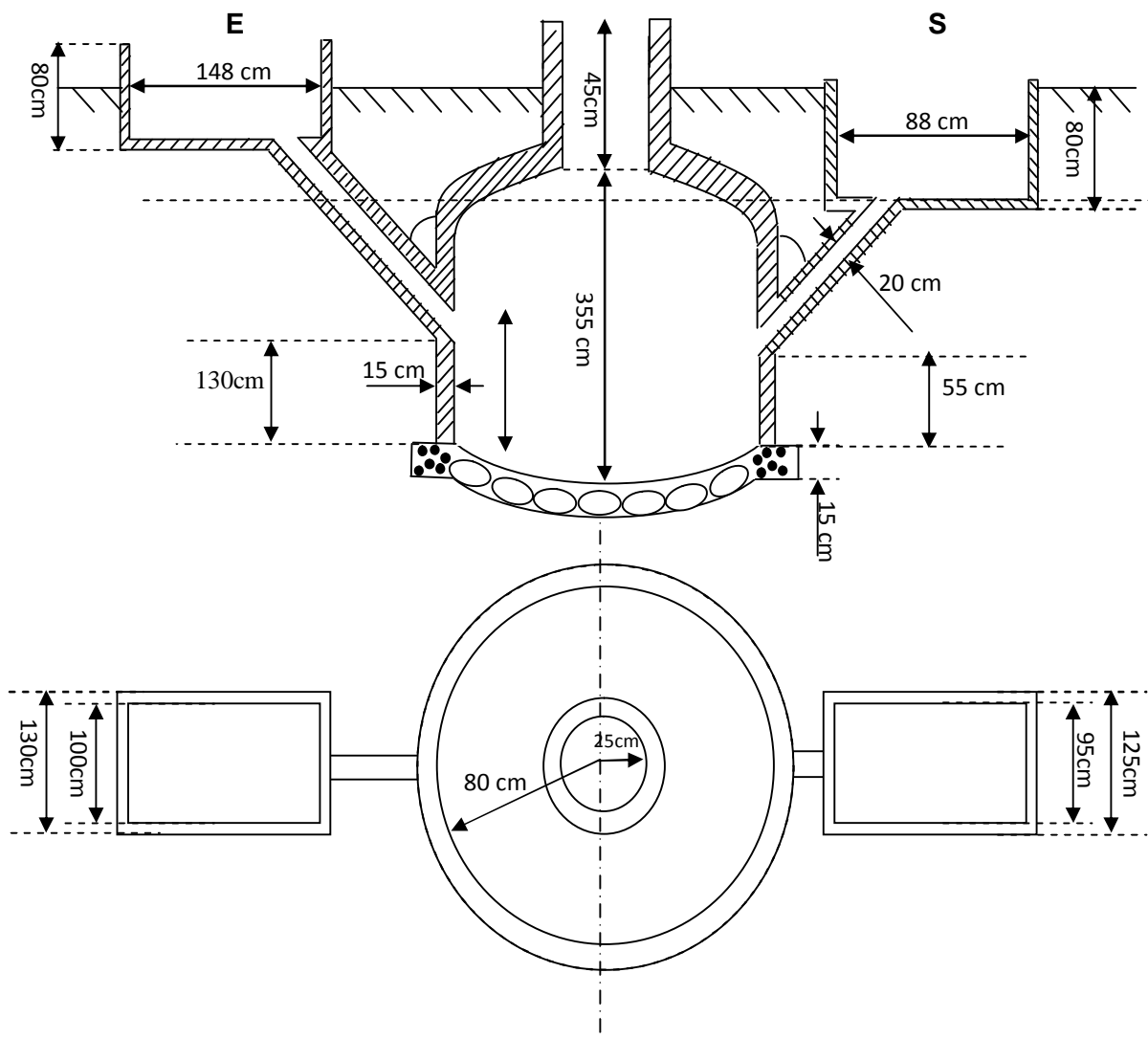


Figure 73. Schéma global du digesteur enterré

### VI.2.2 Substrat

320Kg de déchets d'abattoir de la ville d'Adrar ont été utilisés pour alimenter le digesteur. Les caractéristiques du substrat sont :

- Matière organique 23% ;
- Matière sèche 98% ;
- DCO 400mg/l.

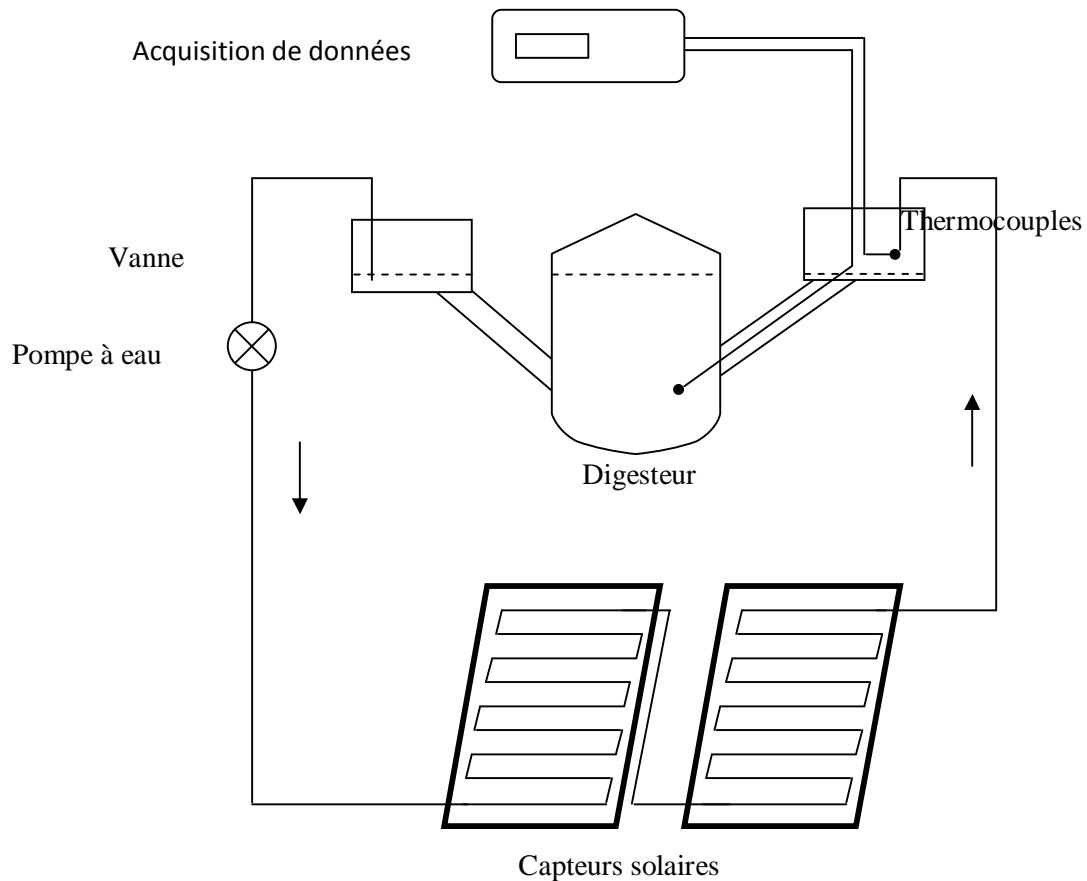
### VI.2.3 Chauffage de l'eau d'alimentation

Selon la température, on peut distinguer trois classes de microorganismes :

- Les psychophiles : microorganismes se développant à des températures avoisinant les 0°C ( $\pm 4^\circ\text{C}$ ),
- Les mésophiles : microorganismes se développant à des températures entre 25°C et 45°C
- Les thermophiles : microorganismes se développant à des températures supérieures à 45°C.

La plupart des réacteurs fonctionnent à des températures adéquates pour le développement des microorganismes mésophiles, ce qui représente leur température optimale (Monou et al. 2009).

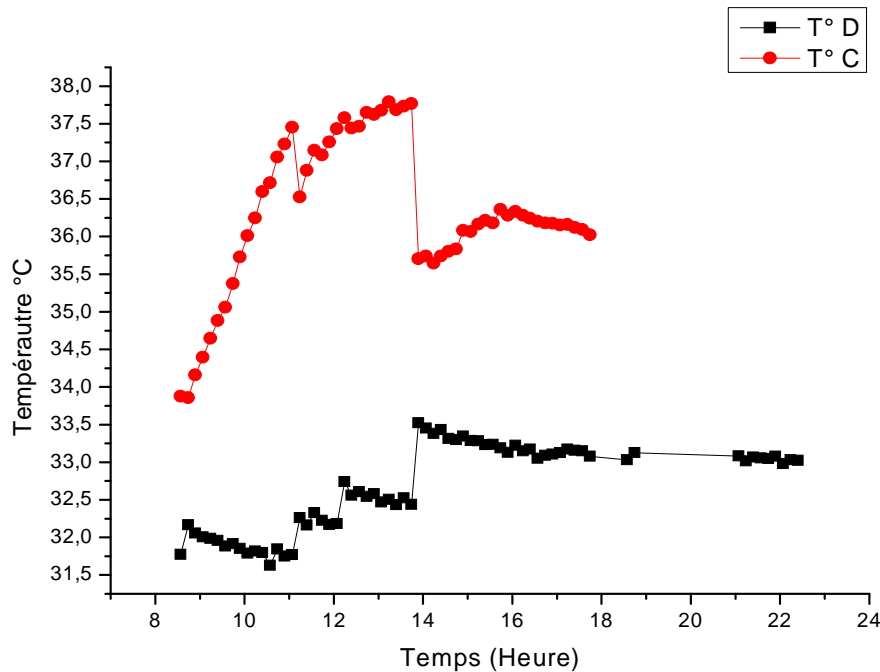
C'est pour cette raison, nous avons procédé au chauffage de l'eau d'alimentation avant l'introduction du substrat dans le digesteur et ce, afin d'atteindre une température de 35°C. Pour cela 3,5m<sup>3</sup> d'eau ont été chauffés au moyen de deux chauffe eau solaire connectées en série. A l'aide d'une pompe à eau l'eau passe du digesteur vers les chauffe eau solaire dans un circuit fermé (fig.74). Nous avons suivi l'évolution de la température à l'intérieur du digesteur à l'aide d'une acquisition des données dans le but d'atteindre une température de l'eau à l'intérieur du digesteur au voisinage de 35°C. Après le chauffage du digesteur, le substrat peut être introduit.



**Figure 74. Schéma de chauffage d'eau d'alimentation**

#### **VI.2.4 Température de l'eau à l'intérieur du digesteur avant l'alimentation**

La figure 75, représente la variation de la température à l'intérieur du digesteur et à la sortie du capteur durant l'opération de chauffage du digesteur. On remarque que pendant une journée de chauffage la température du digesteur a augmenté progressivement, elle atteint sa valeur maximale à 14h (33,5°C). A 18h la pompe est stoppée et l'acquisition des données continue d'enregistrer les valeurs de température qui sont pratiquement stable à l'intérieur du digesteur (33°C) durant toute la nuit ce qui reflète la bonne isolation thermique du digesteur.



**Figure 75. Variation de la température en fonction du temps durant la phase de chauffage du digesteur. (T° D : Temp. à l'intérieur du digesteur, T° C : Temp. à la sortie du capteur)**

### VI.2.5 Température à l'intérieur du digesteur après alimentation

La figure 76 illustre la variation de température à l'intérieur du digesteur. Une baisse de température a été observée pendant les 20 premiers jours du début de la digestion. Cette diminution peut être due à la réaction d'hydrolyse qui est une réaction endothermique (Jenkins et al. 1983). Au-delà du 20<sup>ème</sup> jour la température augmente à nouveau (phase méthanogène exothermique) et elle reste pratiquement stable autour de 35°C.

### VI.2.6 pH

La gamme de pH idéal pour la digestion anaérobie est très étroite entre 6,8-7,2. Le taux de croissance des bactéries méthanogènes est considérablement réduit en dessous de pH 5 (Mosey et Fernandes 1989), tandis qu'un pH trop alcalin peut conduire à la désintégration des granulés microbiens et une défaillance du processus ultérieurs (Sandberg et Ahring 1989).

Comme le montre la figure 77, le pH pendant la digestion était entre 6,90 et 7,35 donc dans la limite des valeurs citées ci-dessus. Cela montre une bonne activité microbienne, et que toutes les phases de la digestion anaérobie ont été atteintes.

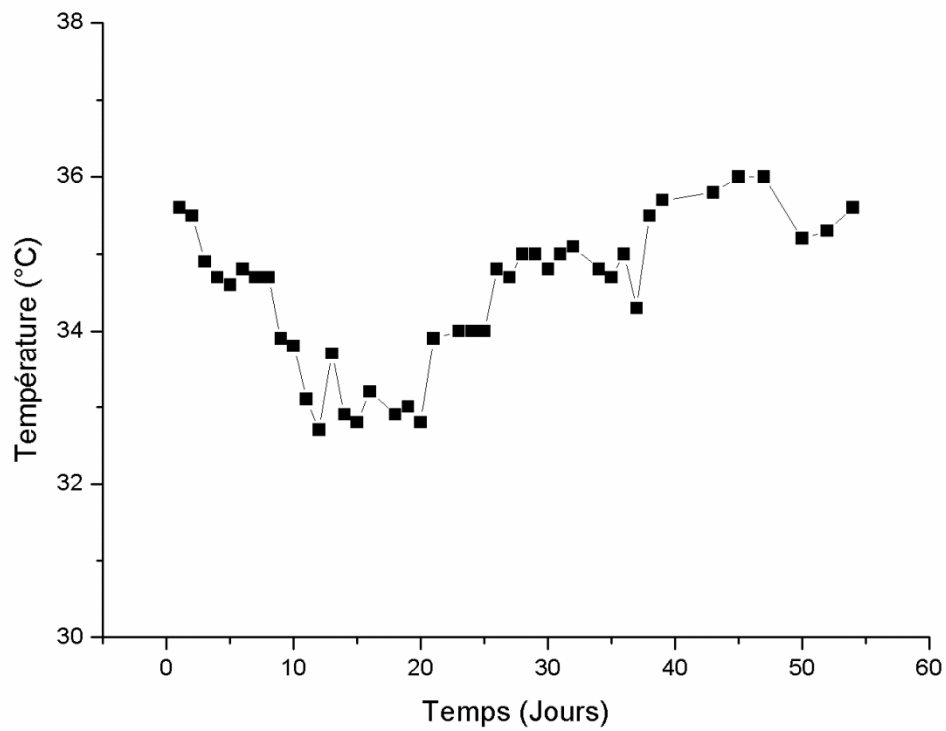


Figure 76. Variation de la température à l'intérieur du digesteur après alimentation

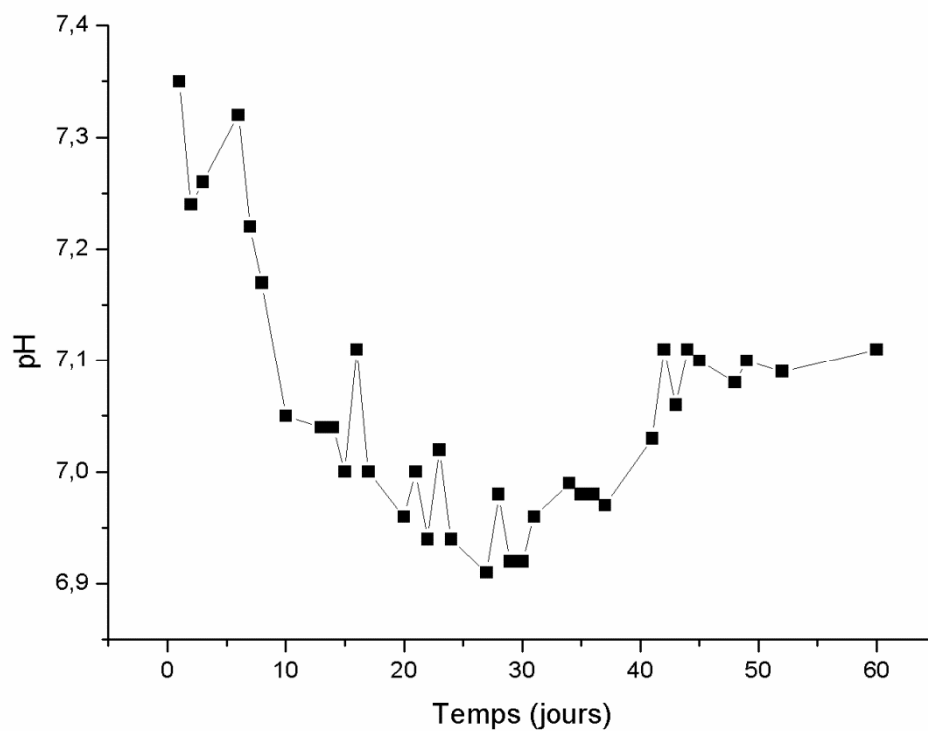


Figure 77. Variation du pH à l'intérieur du digesteur après alimentation.

### VI.2.7 Rapport AGV/TAC

Le rapport AGV / TAC peut être utilisé comme une mesure de la stabilité du processus (Fannin 1987) lorsque ce ratio est inférieur à 0,6 (mg d'acide acétique/mgCaCO<sub>3</sub>) le processus est considéré comme favorablement fonctionnel sans risque d'acidification.

Comme le montre la Figure 78, les valeurs du rapport ont été inférieures à la valeur limite suggérée, ce qui démontre la grande stabilité de la digestion anaérobie réalisée dans notre digesteur.

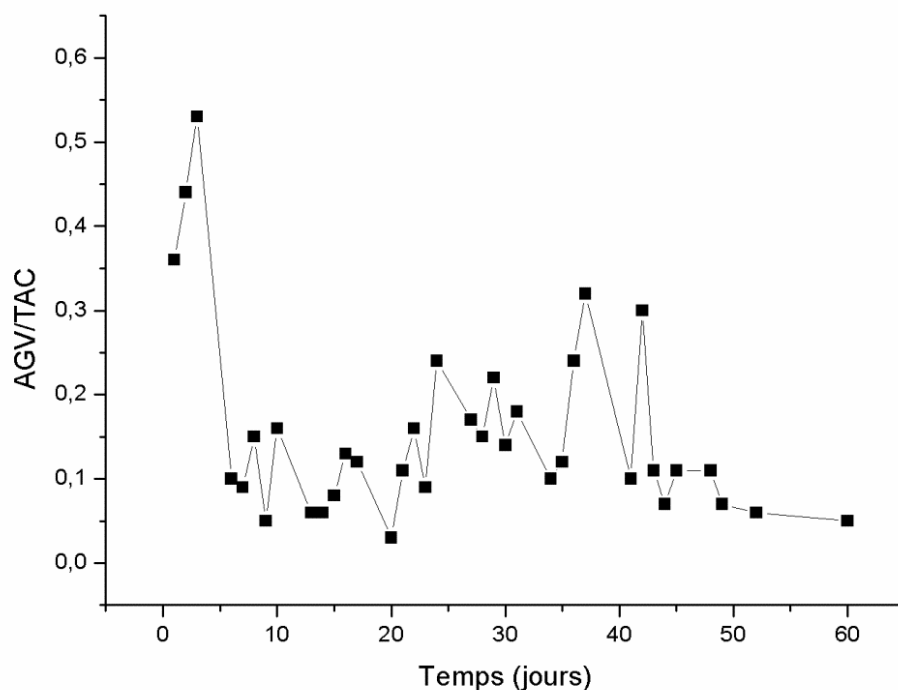


Figure 78. Variation du rapport AGV/TAC

### VI.2.8 Production du biogaz

La variation de la pression du biogaz est illustrée dans la figure 79. Une augmentation initiale de la pression suivie par une diminution sont généralement observées dans les systèmes de digestion anaérobie, cela est dû à l'accumulation des AGV (Pind et *al.* 2001).

Une augmentation significative de la pression a été enregistrée au-delà du 20<sup>ème</sup> jour (début de la phase méthanogène), et le biogaz produit est devenu combustible à partir du 25<sup>ème</sup> jour (pourcentage du méthane au-dessus de 45% (Anderson et Yong 1992)). Au-delà du 50<sup>ème</sup> jour la pression diminue en raison de l'épuisement du substrat.

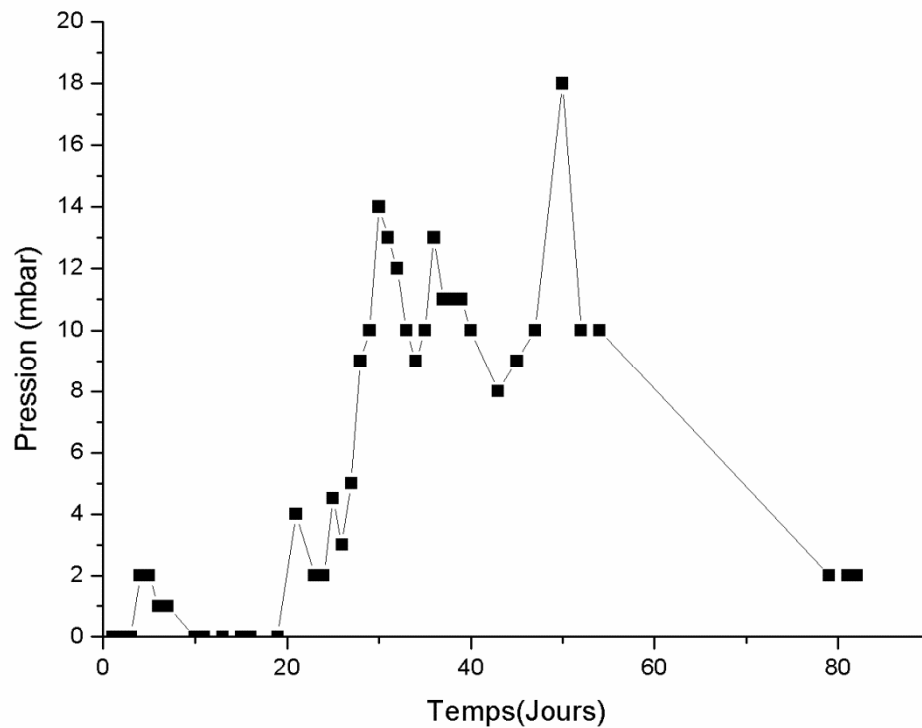
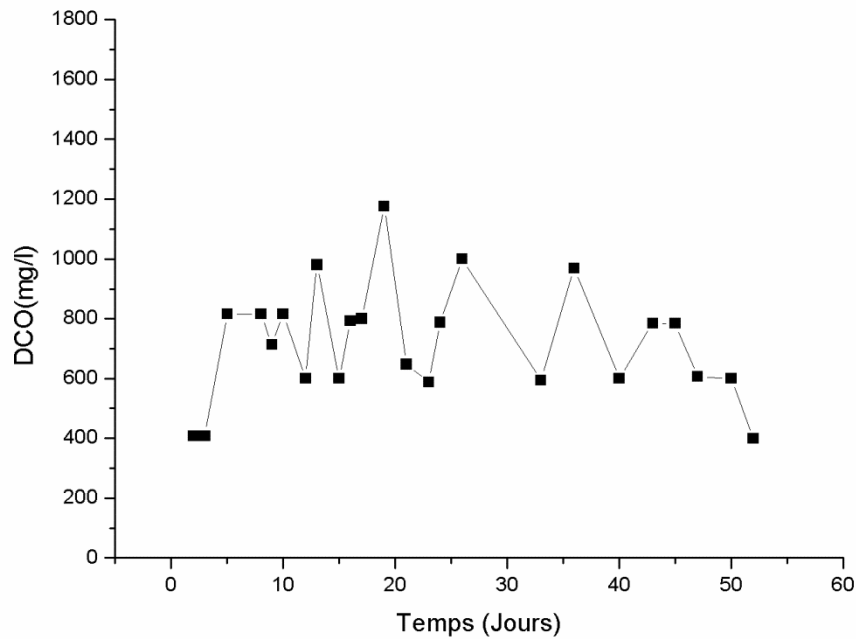


Figure 79. Variation de pression

### VI.2.9 Demande chimique en oxygène (DCO)

La figure 80 illustre la variation de la DCO au cours du processus. Une augmentation de la DCO dans les 20 premiers jours est enregistrée, cela est dû à la consommation des matières organiques par les bactéries dans les phases acidogénèse-hydrolyse et acétogénèse (Hutnan et *al.* 2006). Après le 20<sup>ème</sup> jour, on note le déclenchement de la phase méthanogène où nous avons constaté une diminution progressive de la DCO due à la transformation des produits des dernières étapes en biogaz (Liang-Wei et *al.* 2006).



**Figure 80. Variation de la DCO**

#### **VI.2.10 Conclusion**

L'installation pilote du digesteur enterré pour le traitement des déchets d'abattoirs et la production de biogaz a donné de bons résultats. La variation du pH est comprise dans les valeurs limites appropriées pour le développement des bactéries méthanogènes.

La production des AGV n'a pas inhibé le processus de la digestion, cela est dû à la capacité tampon du milieu confirmée par la valeur la valeur du rapport AGV/TAC qui ne dépasse pas 0,8. Le taux d'abattement de la matière organique était de 49%.

## VII. Résultats et discussions de l'application du digestat dans l'agriculture

Dans cette partie nous nous sommes intéressés à l'étude de l'ajout du digestat issu de la digestion des boues du lagunage naturel de la ville d'Adrar au sol saharien qui est réputé comme étant salé, pauvre en matières organiques et squelettique. L'étude a comporté la mesure de la perméabilité du sol, ainsi que le suivi de la poussée végétative du sorgho, espèce prise comme modèle de culture destinée à l'alimentation du bétail.

### VII.1 Conception du champ d'expérimentation

L'expérience de la valorisation du digestat a été réalisée dans l'Unité de Recherche des énergies renouvelables en milieu saharien situé dans la ville d'Adrar au sud-ouest de l'Algérie. Le champ expérimental couvre une surface totale de 15 m<sup>2</sup> (5x3). La superficie totale a été divisée en 6 parcelles élémentaires de 1m<sup>2</sup> (1x1) séparées par une zone neutre de 1 m. L'expérience a été réalisée en utilisant trois parcelles répétitives pour chaque traitement (trois pour les sols avec des boues digérées et trois pour le sol sans boues (Témoin)). (photo 17)



**Photo 17. Champ expérimental**

50g de digestat ont été soigneusement mélangés avec la terre et appliqués à la main avant de semer les graines à une profondeur de 10 cm. Les graines de l'espèce étudiée ont été semées à une densité de 10g/1m<sup>2</sup> (Sterritt et Lester 1980).

### VII.2 Résultats de l'analyse des substrats

Le sol de cette région a une texture sableuse caractérisée par un faible taux de matières organiques 0,95% (tableau 12). Il est clair qu'il ya une défiance de la matière organique dans le sol. Par contre, il est évident que les boues digérées sont un mélange complexe de substances, principalement organiques, avec un taux de 31%.

La complexité de la composition du digestat et apparente dans la présence d'autres éléments importants dans le cas d'un amendement des sols. C'est ainsi que l'analyse a révélé une concentration en azote disponible de 196 ppm, un taux assez élevé en potassium et en phosphore assimilable (0,13 meq/100g et 1167,9 ppm, respectivement). Les résultats montrent aussi la présence d'oligo-éléments qui sont nécessaires au développement des plantes (Mg, Ca, Na). Les métaux lourds sont présents sans pour autant dépasser les normes préconisées dans le cas de la valorisation agricole des boues. Leurs concentrations sont largement inférieures aux normes exigées (A.F.NOR. in (Igoud 2001).

**Tableau 12. Caractéristiques des substrats (sol et boue digérée)**

	Sol	Boue digérée
pH	9,2	8,1
Conductivité électrique (ds/m)	15,4	2,1
Chlorures (meq/l)	99	6
Sulfates (meq/l)	6,4	46,2
Carbonates (meq/l)	1,4	6,1
Mg (meq/100g sol)	1,1	3,1
Ca (meq/100g sol)	0,11	0,71
K (meq/100g sol)	0,50	0,72
Na (meq/100 g sol)	1,20	8,45
Phosphore assimilable (ppm)	93,37	1167,9
Matière organique (%)	0,95	31,73
Azote totale (%)	0,04	2,07
Azote assimilable (ppm)	51,8	196
K assimilable (meq/100g sol)	0,15	0,13
Zn (ppm)	20,25	73
Pb (ppm)	0,6	0,3
Cu (ppm)	4,3	49,8
Mn (ppm)	0	30,25
Co (ppm)	0	0
Cd (ppm)	ND*	ND
Cr (ppm)	0	0

\* : Non Déterminé

### VII.3 Test de perméabilité

Sachant que la constitution de la plupart des sols dans la ville d'Adrar est sableuse avec un faible taux de rétention d'eau, nous avons effectué des tests de perméabilité du sol avec et sans ajout de digestat. Ces tests sont effectués en utilisant la machine à charge constante selon la méthode décrite par Linping et *al.* (2000).

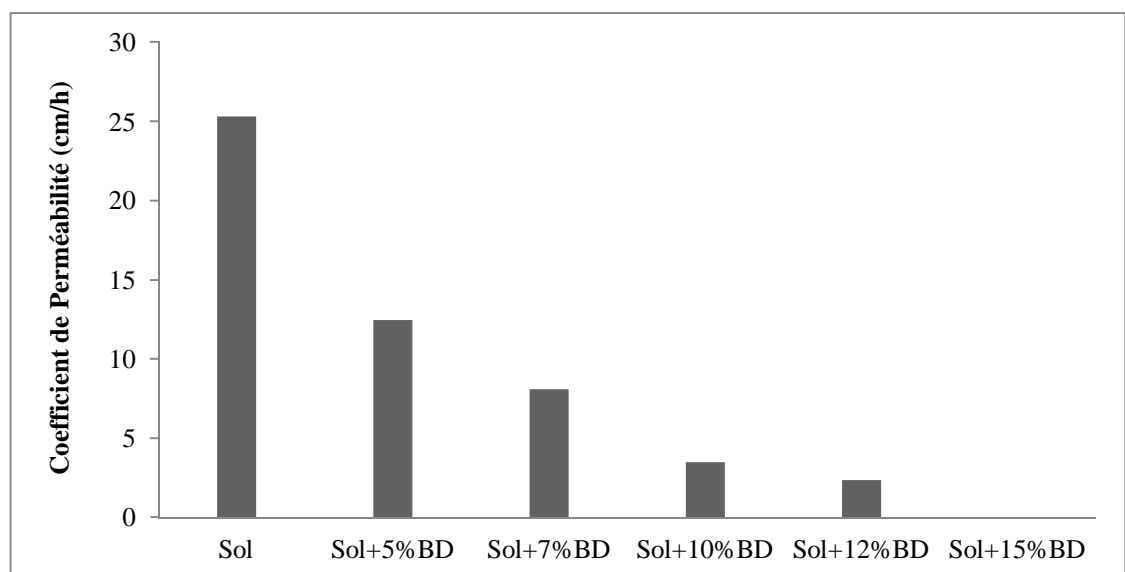
Les résultats dans le tableau 13, et dans la figure 81, montrent que le débit d'eau à travers le sol diminue lorsque la quantité de boue mélangée augmente. Le coefficient de perméabilité est passé de 25,31 dans le sable pur à 0 cm/h quand le sable a été mélangé avec seulement 15% des boues digérées. Ce qui affecte clairement la vitesse d'écoulement de l'eau qui passe de très rapide (sol seul) à très lente pour le sol mélangé à la boue. Nous pouvons dire que la capacité de rétention de l'eau du sol est nettement améliorée avec l'ajout des boues digérées. Le même résultat a été trouvé par Sterritt et Lester (1980). Les effets bénéfiques de l'ajout des boues sur la capacité de rétention de l'eau dans le sol ont également été démontrés par Salminen et Harkonen(2001).

Liping *et al.* (2000) suggèrent que les principales propriétés physiques des sols sont la texture et la porosité. L'argile et la matière organique sont des constituants importants des sols, car ils ont une capacité considérable de rétention d'eau et améliore la structure du sol. En revanche, les sols sableux sont perméables et bien aéré, mais ne retiennent pas l'eau et les nutriments.

**Tableau 13. Tableau de perméabilité du sol**

	Coefficient de perméabilité K (cm/h)	Observation
Sol	25,31	Très rapide
Sol avec 5% de BD*	12,44	Très rapide
Sol avec 7% de BD*	8,11	Très rapide
Sol avec 10% de BD*	3,49	Moyennement rapide
Sol avec 12% de BD*	2,37	Moyennement rapide
Sol avec 15% de BD*	0	Très lente

\*BD : Boue digérée



**Figure 81. Résultats du test de perméabilité**

#### VII.4 Croissance des plantes

Pendant la durée de croissance, nous avons mesuré la hauteur (Photo 18) et le diamètre des plantes (Photo 19). A la maturité, le nombre des épis pour chaque parcelle a été dénombré (Photo20). Les valeurs prises en compte sont la moyenne des mesures dans les trois parcelles.



Photo 18. Mesure de la hauteur des tiges



**Photo 19. Mesure du diamètre des tiges**



**Photo 20. Mesure du nombre des épis**

Les résultats obtenus ont montré que l'épandage des boues ont affecter sensiblement la production de la biomasse végétale (Fig.82 et 83). Cela est bien illustré par la différence dans la hauteur des tiges des plantes du sol amendé et les plantes du sol non amendé. La différence dans le développement des plantes est due à la présence des matières organiques dans les boues et les autres nutriments tels que l'azote, le phosphore et le potassium. Ces résultats confirment les effets bénéfiques des boues sur la croissance des plantes.

Les mêmes observations ont été signalées par de nombreux chercheurs dans leurs travaux (Rotkittikhun et kruatrachue 2007) et (Fernando et al. 2010).

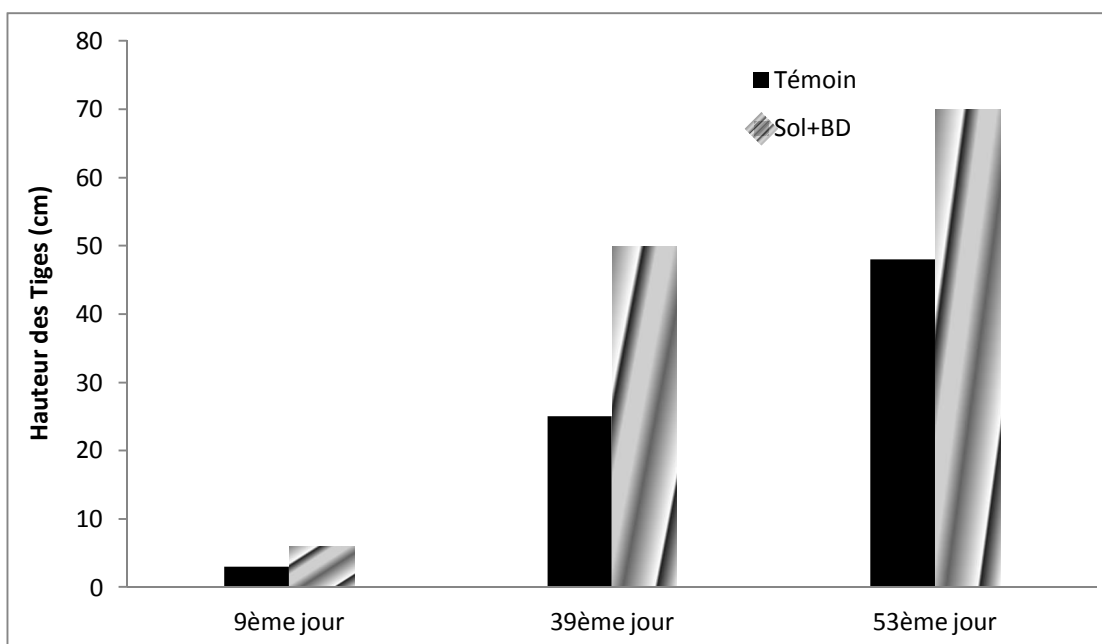


Figure 82. Résultats de mesure de la hauteur des tiges

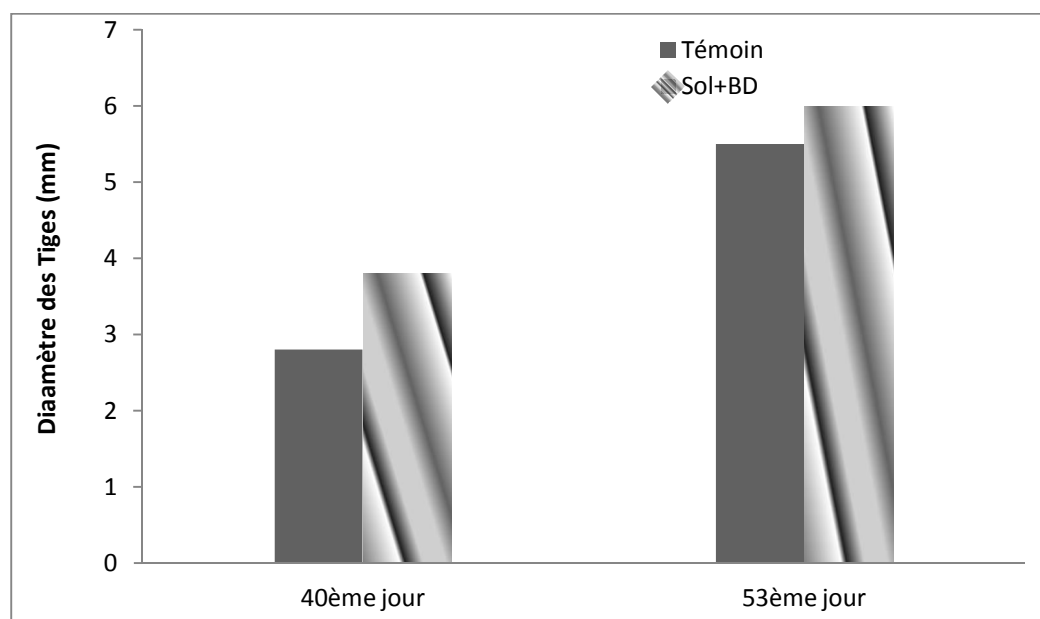


Figure 83. Résultats de mesure du diamètre des tiges

La figure 84, illustre le nombre de épis pour chaque parcelle dans le stade de maturation. Nous avons noté que le nombre de épis dans le sol amendé est beaucoup plus grand que celui obtenu dans le sol sans amendement. Ce résultat confirme, encore une fois, l'effet bénéfique de l'utilisation des boues comme un bioengrais pour les sols Sahariens. Ces résultats sont conformes à ceux rapportés par Stabnikova (2005).

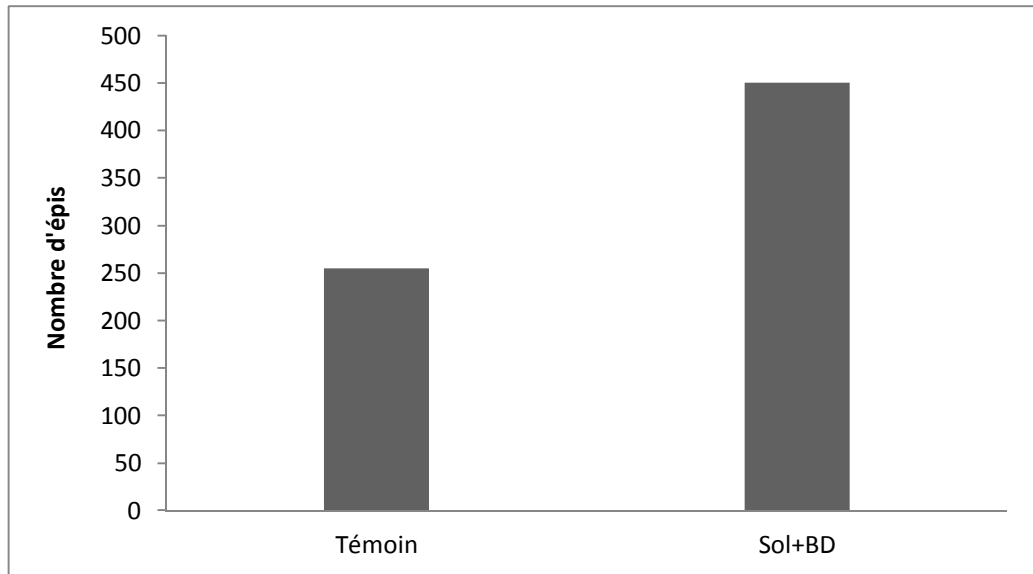


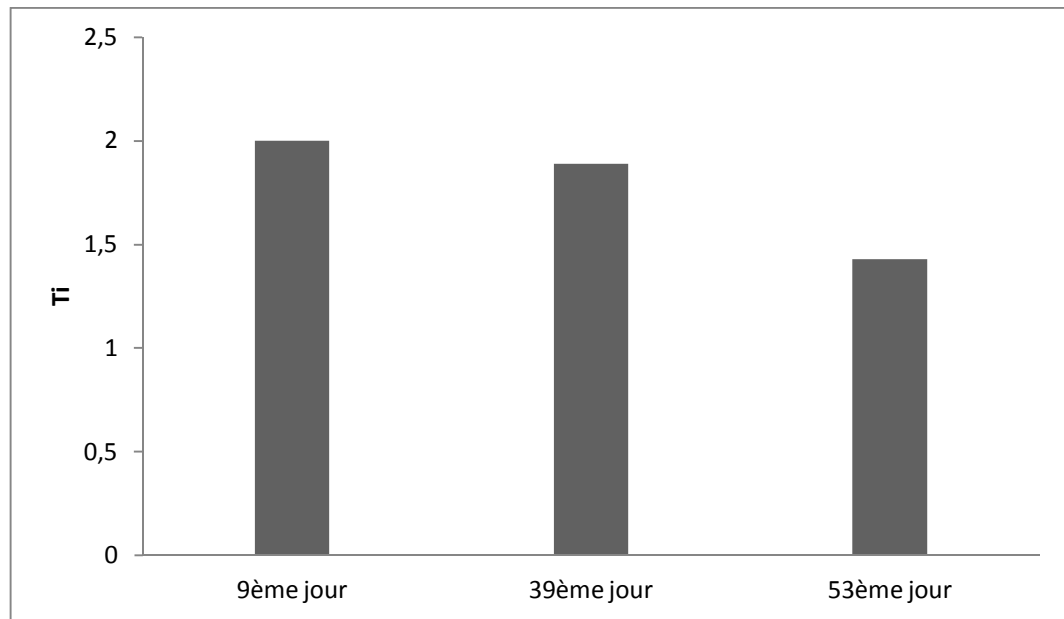
Figure 84. Nombre de tiges au stade de maturation

L'indice de tolérance (Ti) est défini par Hanen (2010) en donnant la relation entre la croissance de la plante sur un sol enrichi par rapport à la croissance sur un sol non enrichi.

$$Ti = \frac{C_{\text{sol enrichi}}}{C_{\text{sol non enrichi}}} \quad (18)$$

La valeur (Ti) (Eq. 18), est égale à 1 quand il n'ya pas d'influence du traitement sur la croissance, supérieur à 1 quand il ya un effet favorable d'enrichissement sur la croissance, et inférieur à 1 lorsque la croissance est affectée négativement par le traitement.

Selon la figure 85, on remarque que l'indice de tolérance pour les trois mesures est supérieur à 1 et il atteint 2 pour la première mesure. Ces données confirment l'effet bénéfique de l'ajout des boues sur la croissance du sorgho.



**Figure 85. Indice de tolérance**

### VII.5 Conclusion

L'étude a montré que l'ajout des boues au sol saharien améliore ses propriétés physico-chimiques en augmentant la capacité de rétention d'eau. La vitesse d'écoulement de l'eau est passée de très rapide pour le sol sans amendement à très lente pour le sol enrichi à 15% de boue. Les résultats du coefficient de tolérance (Ti) ont révélé également l'effet bénéfique des boues ajoutées au sol sur la croissance des plantes.

## **Conclusion générale**

Les problèmes d'accumulation des déchets de diverses origines dans l'environnement et la mise en place d'une politique de gestion, ont suscité ces dernières années un intérêt particulier surtout pour les déchets organiques biodégradables. Toutefois, dans l'optique d'un développement durable de procédés de traitement, il est nécessaire de démontrer la biodégradabilité de ces déchets tout en respectant le milieu naturel.

Grâce à un état de l'art sur les différentes méthodes de traitement et valorisation des matières biodégradables, nous avons élaboré une méthodologie de travail qui a abouti à la réalisation d'un pilote fonctionnant dans des conditions extrêmes.

Nous avons, en premier lieu, dans cette thèse, établi un protocole de traitement permettant de biodégrader la boue de lagunage des eaux usées de la ville d'Adrar et des déchets ménagers, dans un digesteur en batch. Nous avons obtenu des taux d'abattement de la DCO de 88% dans le cas des boues et de 70% dans le cas des déchets ménagers. Une production de biogaz importante est obtenue en parallèle. Le procédé proposé a bien fonctionné suite au suivi des paramètres AGV et TAC dont le rapport était dans la limite autorisée (0,5-0,8).

Dans le cas de l'utilisation des déchets ménagers comme substrat, nous avons montré l'effet de deux paramètres très importants : le pH et l'inoculation (ensemencement). Cet effet est apparent quand le pH du milieu réactionnel est régulièrement ajusté, jusqu'à stabilisation de ce dernier aux alentours de 7. Les meilleurs résultats d'abattement de la charge organique et de la production du biogaz sont obtenus dans le cas d'un milieu réactionnel inoculé.

Nous avons ensuite effectué la même étude concernant la boue de lagunage, mais dans un système en dynamique (digesteur continu). Dans ce cas nous avons montré l'effet de la charge organique introduite sur l'activité microbienne qui pourrait être affectée par un milieu trop acide. En effet, le passage d'une charge de 16 g MS/l à 30 g MS/l a causé la production d'une quantité importante d'AGV (2 g/l) dont l'action a été estompée grâce à l'effet tampon du milieu. Ce phénomène a permis l'aboutissement de la digestion et donc l'efficacité de la flore microbienne.

## *Conclusion générale*

Ces essais ont permis de démontrer clairement la possibilité de produire une énergie verte à partir des déchets indésirables (boue de lagunage et déchets ménagers). Ceci, nous a incité à proposer une installation pilote.

La réalisation de cette installation pilote, est passée par plusieurs étapes de construction avec la nécessité de contribution de plusieurs disciplines à savoir : génie civil, énergétique et génie des procédés. Le test de démarrage a commencé par le suivi de la température à l'intérieur du digesteur. Elle s'est avérée stable, ce qui a reflété sa bonne isolation thermique. Le chauffage du digesteur étant effectué exclusivement par des chauffe-eaux solaires.

Les résultats de la digestion ont donné un rapport AGV/TAC qui suggère la bonne faisabilité du processus. Les valeurs de l'abattement de la DCO permettent de confirmer l'efficacité de l'installation.

La digestion anaérobie est un processus efficace de dépollution des déchets organiques, mais il génère, comme tous les autres procédés de traitement, des boues qu'il faudrait gérer. Les boues produites dans le cas de la digestion anaérobie sont générées à faibles quantités et sont appelées digestat. Ce dernier est riche en matières organiques et en nutriments ; de ce fait, il peut être valorisé dans le domaine agricole.

Dans notre cas, la valorisation du digestat, en tant que bio-fertilisant, a été appliquée dans un sol saharien. Cette application a modifié la texture et la structure du sol; elle a été mise en évidence par la mesure de la perméabilité. Les résultats de culture du sorgho ont permis de mettre en évidence l'efficacité de l'amendement. Cela s'est traduit par l'augmentation de la biomasse apparente dans le nombre de épis produit.

Ce travail reste à approfondir pour l'amélioration du rendement de production de biogaz à travers l'optimisation de la température et du temps de séjour. Le biogaz obtenu doit être épuré avant d'être stocké pour son éventuelle utilisation.

L'analyse du biogaz produit en utilisant des techniques analytiques telles que la chromatographie est nécessaire afin de déterminer sa composition exacte.

## **Bibliographie**

- Abilio, A. et Carlos, M. «Degradation of volatile fatty acids by differently enriched methanogenic cultures:kinetics and inhibition.» *Water Research*. (1995): 505-509.
- Aboulam, S. « Recherche d'une méthode d'analyse du fonctionnement des usines de tri-compostage des déchets ménagers.Fiabilité des bilans matière. » Thèse de doctorat. Institut National Polytechnique. Ecole Nationale Supérieure Agronomique. Toulouse, 2005.
- ADEME. «L'incinération des déchets et la santé publique .» bilan des connaissances récentes et évaluation du risque. 1999.
- Ake, N. Jarvis, S. Stenberg, B. Mathisen, B. et Svensson, H. «Anaerobic digestion of alfalfa silage with recirculation of process liquid.» *Bioresource Technology* (2006): 123-131.
- Alvarez, J.A. Ruiz, I. Gomez, M. Presas, J. et Soto, M. «Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature.» *Bioresource Technology* (2006 ): 164061649.
- Amir, S. « contribution a la valorisation de boues de stations d'épuration par compostage : devenir des micropolluants métalliques et organiques et bilan humique du compost. » Thèse de Doctorat. Toulouse: institut national polytechnique, 2005.
- Anderson, G. et Yong, G. «determination of bicarbonate and volatil acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration.» *Water Environment Research* (1992): 53-59.
- Angélique, L. Biométhanisation. Rapport technique . Liège: Université de liège, 2001.
- Antonini, G. « traité environnement .» technique de l'ingénieur 2004: 2051.
- Archer, D. B. et Kirsop, B. H. « The microbiology and control of anaerobic digestion.. .» *Anaerobic Digestion, A Waste Treatment Technology* (1990): 43-91.
- Azbar, N. P. Ursillo, A. et Speece, R.E. « Effect of process configuration and substrate complexity on the performance of anaerobic process.» *Water research*. (2001): 817-829.
- Bachmann, A. Beard, V. L. et McCarty, P. L. «Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor.» *Water Research* (1985): 99-106.
- Barber, W. P. et Stuckey, D. C. «The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: A review.» *Water Research* (1999): 1559.
- Baudez, J.C. « Rhéologie et physico-chimie des boues résiduares pâteuses pour l'étude du stockage et de l'épandage. » Thèse de Doctorat. Paris: Ecole Nationale du genie rural, des eaux et des forêts, 2001.

## *Références bibliographiques*

- Benatti, C. T. Célia, R. Granhen, T. Benedito, P. Dias, F. Maria, L. «Operation of a slow rate anaerobic digester treating municipal secondary sludge.» *Electronic Journal of Biotechnology* (2002 ): 32-40.
- Bernd, Linke. «Kinetic study of thermophilic anaerobic digestion of solid wastes from potato processing .» *Biomass and Bioenergy* (2006): 674-682.
- Berne, F. et Richard, Y. « Memento technique de l'eau. » Paris: Degrémont, 1989.
- Bhattacharya, S. K. et Parkin, G. F. «The effects of ammonia on methane fermentation processes.» *Journal of the Water Pollution Control Federation* (1989): 55-59.
- Bhattacharya, S. K, et Parkin, G. F. «Toxic effects of cadmium on methanogenic systems.» *Water Research* (1995): 2339-2345.
- Boone, D. R et Bryant, M. P. « Propionate-degrading bacterium *Syntrophobacter wolinii* sp. Nov., gen. Nov., from methanogenic ecosystems.» *Applied Environment.Microbiological.* (1980): 626-632.
- Bright, D.A et Healey, N. « Contaminant risks from biosolids land application: Contemporary organic contaminant levels in digested sewage sludge from five treatment plants in Greater Vancouver, British Columbia.» *Environmental Pollution* (2003): 39649.
- Buffière, P. Bergeon, J. P. et Moletta, R. «The inverse turbulent bed: a novel bioreactor for anaerobic treatment.» *Water Research* (2000): 673-677.
- Camilleri, C. « Start-up of fixed-film stationary bed anaerobic reactors.» 5<sup>th</sup> International Symposium On Anaerobic Digestion, H. E.R.et N. Hobson, Pergamon press,. Italy Bologna, 1988.
- Caroline, C. Daniel, I. et Sylvain Q. M. «Reduction of indicator and pathogenic microorganisms by psychrophilic anaerobic digestion in swine slurries.» *Bioresource Technology* (2006 ): 6866691.
- Chana, G.Y.S. Chub L.M. et Wongc, M.H. «Effects of leachate recirculation on biogas production from landfill co-disposal of municipal solid waste, sewage sludge and marine sediment.» *Environmental Pollution* (2002 ): 3936399.
- Chanakya, H.N. Reddy, B.V.V. et Jayant M. «Biomethanation of herbaceous biomass residues using 3-zone plug flow like digesters ó A case study from India.» *Renewable Energy* (2009): 4166420.
- Chen, S. J. Li, C.T. et Shieh, W. K. «Anaerobic fluidized bed treatment od an industrial wastewater.» *Journal of Water Pollution Control Federation* (1988): 1826-1832.
- Christian, C. Berger, S. et Meiffren, I. « La digestion anaérobie des boues urbaines: état des lieux et état de l'art. » *Rapport Technique.* Paris: SOLAGRO, 2001.

## *Références bibliographiques*

- Chulhman, P. Lee, C. et Sangyong, K. «Upgrading of anaerobic digestion incorporating two different hydrolysis processes .» *Journal of Bioscience and Bioengineering* (2005 ): 164-167 .
- Colberg, P. J. «Anaerobic microbial degradation of cellulose, lignin, oligolignols, and monoaromatic lignin derivatives.» *Biology of Anaerobic Microorganisms*. New York: John Wiley & Sons, 1998.
- Coma, J. Jabbouri, A. Grasmick, A. Elmaleh, S. « Floculation en lit fluidisé.» *Water Research* (1990): 361-366.
- Comte, M. P. Bastoul, D. Hebrard, G. Roustan, M. Lazarova, V. « Hydrodynamics of a three-phase fluidized bed - the inverse turbulent bed.» *Chemical Engineering Science* (1997): 3971-3977.
- Damien, A. « Guide du traitement des déchets. » Paris: DUNOD, 2004.
- Davidsson, A. Christopher, G. Thomas, H. Christensen, T. Lund, H. Jes, J. «Methane yield in source-sorted organic fraction of municipal solid waste.» *Waste Management* (2006): 765-772.
- Demeyer, A; Jacob, F. Jay, M. Menguy, G. Perrier, J. «La fermentation méthanique.La conversion bioénergétique du rayonnement solaire et les biotechnologies. .» *Technique et Documentation* (1981): 213-249.
- Deng, L.W. Zheng, P. et Chen, Z.A. « Anaerobic digestion and post-treatment of swine wastewater using IC<sub>6</sub>SBR process with bypass of raw wastewater.» *Process Biochemistry* (2006 ): 965-969.
- Diez-Blanco, V. Garcia-Encina, P et Fernandez-Polanco, F. « Effect of biofilm growth, gas and liquid velocities on the expansion of an anaerobic fluidized bed reactor.» *Water Research* (1995): 649-1654.
- Dolfing, J. Acetogenesis. *Biology of Anaerobic Microorganisms*. New York: John Wiley & Sons, 1988.
- Edeline, F. « L'épuration biologique des eaux. Théorie et technologie des réacteurs. » *Rapport Technique*. Paris: TEC&DOC, 1997.
- Elmaleh, S. Grasmick, A. Guitonas, A. «Epuration par cellules anaerobies immobilisées sur un support fluidisé. .» 37<sup>th</sup> Int. Conf. . Liege (Belgium): Cebedeau, 1984.
- Fannin, K.F. « Start-up operation stability and control in: D.P. .» *Anaerobic Digestion of Biomass* (1987): 171-196.
- Fernando, L.V. Fabian,S et Marco,T. «Microorganisms in sewage sludge added to an extreme alkaline saline soil affect carbon and nitrogen dynamics.» *Applied Soil Ecology* (2010): 225-231.

## *Références bibliographiques*

- Ferry, J. G. « Methanogenesis - Ecology, Physiology, Biochemistry & Genetics.» Microbiology Series (1993): 536.
- Florence, C. « Compostage des déchets urbains dans les pays en développement : élaboration d'une démarche méthodologique pour une production pérenne de compost. » . Thèse doctorat. Limoges: universite de limoges, 2005. .
- Fox, P. Bandy, M. T. et Suidan, J. « A comparison of media types in acetate fed expanded bed anaerobic reactors.» Water Research (1990): 827-835.
- Garcia-Encina, P. et Fernandez Polanco, P. «Behaviour of an anaerobic expanded bed reactor in non steady state conditions.» Water Research (1987): 1329-1334.
- Gay, J. «Valorisation énergétique des boues.» Technique d'ingénieur 2004: 16-23.
- Godon, J. Zumstein, P. Habouzit, F et Moletta, R. «Microbial 16S rDNA diversity in an anaerobic digester.» Appl. Environ. Microbiol. (1997): 2802-2813.
- Gourdon, R. «Traitement biologique des déchets.» Technique d'ingénieur 2005.
- Guiraud, J. P. « Microbiologie alimentaire. » Paris: Dunod, 1998.
- Gujer, W et Zehnder, A. J. B. « Conversion processes in anaerobic digestion.» Wat.Sci. Technol. (1983): 127-167.
- Guyot, J. P. « Etude de quelques interactions microbiennes lors de la digestion anaérobie de la matière organique par des cultures mixtes définies ou naturelles. » Thèse de doctorat. Marseille: Université de Provence Aix-Marseille I, 1990.
- Hanen, Z. «Effects of EDTA on phytoextraction of heavy metals (Zn, Mn and Pb) from sludge-amended soil with Brassica napus.» Bioresource Technology (2010): 397863983.
- Heertjes, P. M. van der Meer, R. « Dynamics of liquid flow in an up-flow reactor used for anaerobic treatment of wastewater.» Biotechnology and Bioengineering (1978): 1577-1594.
- Henry, M. et Varaldo, C. «Anaerobic digestion treatment of chemical industry waste waters at the Cuise-Lamotte (Oise) plant of Société française Hoechst. .» Proc. 5<sup>th</sup> Int.Symp. On Anaerobic Digestion. New York: E. R. Hallet P. N. Hobson, Pergamon Press, 1988.
- Henze, M et Harremoes, P. « Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - A literature review.» Water Science and Technology (1983): 1-101.
- Héteu, P. T. et Joseph M. « Conversion biochimique de la biomasse : Aspects technologiques et environnementaux. » Rapport technique. Louvain (Belgique): UCL université catholique de Louvain. , 2003.
- Hill, D.T et Bolte, J.P. « Methane production from low solid concentration liquid swine waste using conventional anaerobic fermentation.» Bioresource Technology (2000): 2416247.

## *Références bibliographiques*

- Hulshoff Pol, L. W. Castro Lopes, S. Lettinga, I. Lens, G «Anaerobic sludge granulation.» *Water Research* (2004): 1376-1389.
- Huser, B. A. Wuhrmann, K. et Zehnder, A. J. B. « *Methanothrix soehngeni* gen. Nov. Sp. Nov., a new acetotrophic non hydrogen-oxidizing methane bacterium.» *Arch.Microbiol.* (1982): 1-9.
- Hutnan, M. Drtil, M et Kalina, A. «Anaerobic stabilisation of sludge produced during municipal wastewater treatment by electrocoagulation.» *Journal of Hazardous Materials* (2006): 1636169.
- Igoud, s. «Valorisation des boues résiduares issues des saturations d'épuration urbaines par leur épandage dans les plantations forrstières .» *Revue des Energiees. Renouvelables* (2011): 69-74.
- Iza, J. Garcia, P. A. Sanz, I. Hernando, S. Fdz-Polanco, F. «Anaerobic fluidized bed reactors (AFBR): performance and hydraulic behaviour. .» *5th International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna (Italy): Pergamon, 1988.*
- Jardie, E. « Composition organique de boues résiduares de stations d'épuration lorraines : caractérisation moléculaire et effets de la biodégradation. » *Thèse de doctorat. Nancy: Université Henri Poincaré, Nancy I, 2002.*
- Jee, H. S. Mano, T. Nishio, N. Nagai, S. « Influence of redox potential on methanation of methanol by *Methanosarcina barkeri* in Eh-stat batch culture.» *Journal of Fermentation Technology* (1988): 123-126.
- Jenkins, S. Morgan, J. et Sawyer, C «Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration.» *Water Pollution Control Fed* (1983): 4486453.
- Journal Officiel de la République Algérienne Démocratique et Populaire N°77. «loi relative à la gestion, contrôle et élimination des déchets N° 01-19 .» 12 Décembre 2001.
- Junqin, W. Shen D. et Xu Y. «Effect of acidification percentage and volatile organic acids on the anaerobic biological process in simulated landfill bioreactors.» *Process Biochemistry* (2006): 67761681.
- Laguérie, C. et Guigon, P. « La fluidisation. » *Toulouse: Lavoisier, 1991.*
- Lahllec, C. « Cours International de microbiologie des aliments. » *Institut pasteur de Lille, 1992.*
- Law, C. L. Tasirin, S. M. Daud, W. R. W. Ng, P. P. «Effect of vertical internal baffles on fluidization hydrodynamics and grain drying characteristics.» *Chinese Journal of Chemical Engineering* (2004): 801-808.
- Leclerc, H. Buttiaux, R. Guillaume, W. « *Microbiologie appliquée.* » *Paris: Doin, 1977.*

## *Références bibliographiques*

- Leclercq, S. Jacq, V.A et Tine, E. «essais de valorisation de sous-produits de brasserie par fermentation méthanique - procédé contact anaérobie.» (1985): 875-882.
- Leena, S. «A review of survival of pathogenic bacteria in organic waste used in biogas plants. » Bioresource Technology. (2003 ): 1616-166.
- Lefebvre, O. « Application des micro-organismes halophiles au traitement des effluents industriels hypersalins. » These de doctorat. école nationale supérieure agronomique. Montpellier, 2005.
- Léonard, A. « Biométhanisation. » Rapport technique. Liège: Université de Liège., 2001.
- Lettinga, G. Van Nelsen, A. Hobma, S. de Zeeuw, W. Klapwijk, A. « Use the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment.» Biotechnology and Bioengineering (1980): 699-734.
- Liang-Wei, D. Ping, Z. et Zi-Ai, C. « "Anaerobic digestion and post-treatment of swine wastewater using ICóSBR process with bypass of raw wastewater.» Process Biochemistry (2006): 965-969.
- Linping, K. Doujami, F. et Verstraete, W. «Sludge treatment and reuse as soil conditioner for small rural communities.» Bioresource Technology (2000): 213 - 219.
- Lopes, W.S. Valderi, D. et Prasad, S. «Influence of inoculum on performance of anaerobic reactors for treating municipal solid waste.» Bioresource Technology (2004): 2616-266.
- McGrath, S.P. et Cunliffe, C.H. «A simplified method for the extraction of the metals Fe, Zn, Cu, Ni, Pb, Cr, Co and Mn from soils and sewage sludges.» Journal Science of Food Agriculur. (1985): 794-798.
- McInerney, M. J. Bryant, M. P. Hespell, R. B. et Costerton, J. W. « Syntrophomonas wolfei gen. Nov. Sp. Nov., an anaerobic syntrophic fatty acid-oxidizing bacterium.» Applied. Environment. Microbiological. (1981): 1029-1039.
- McInerney, M. J. Bryant, M. P. Hespell, R. B. et Costerton, J. W. «Anaerobic hydrolysis and fermentation of fats and proteins. » Biology of Anaerobic Microorganisms. . New York: John Wiley & Son, 1988.
- Michaud, S. « Etude hydrodynamique et biologique d'un procédé de méthanisation à biofilm: le réacteur à lit turbulent inverse. » Thèse de doctorat. Toulouse (France): Institut National des Sciences Appliquées, 2001.
- Moletta, M. « Caractérisation de la diversité microbienne aéroportée des biogaz. » Thèse de doctorat. Montpellier: Université Montpellier II, 2005.
- Moletta, R. « La digestion anaérobie: du plus petit au plus grand.» Biofutur Janvier 1993: 16-25.

## *Références bibliographiques*

- Moletta, R. « Gestion des problèmes environnementaux dans les industries agroalimentaires. » Thèse de doctorat. Paris: université de Sciences & Techniques agroalimentaires Paris., 2002.
- Monou, M. Kythreotou, N. Fatta, D. Smith, S. «Rapid screening procedure to optimise the anaerobic codigestion of industrial biowastes and agricultural livestock wastes in Cyprus.,» Waste Management (2009): 7126720.
- Morgan, J. W. Evison, L. M. Forster, C. F. «Changes to the Microbial Ecology in Anaerobic Digesters Treating Ice-Cream Wastewater during Start-up.» Wat. Res (1991): 639-653.
- Mosey, F.E et Fernandes, X.A. «Patterns of hydrogen in biogas from the anaerobic-digestion of milk-sugars.» Water Science and Technology (1989): 1876196.
- Mosquera-Losada, M.R. Muñoz-Ferreiro, N et Rigueiro-Rodríguez, A. «Agronomic characterisation of different types of sewage sludge: Policy implications .» Waste Management (2010): 4926503.
- Mouchet, P. « traitement des eaux avant utilisation. Matières particulaires. .» technique d'ingénieur 2004: 4-9.
- Navarro, A. «Approche systématique des déchets.» Technique de l'ingénieur 2004.
- Nguyen, P.H.L. Kuruparan, P et Visvanathan, C. «Anaerobic digestion of municipal solid waste as a treatment prior to landfill.» Bioresource Technology (2007): 3806387.
- Nicolella, C. M. C. van Loosdrecht, M et Heijnen, S. J. «Particle-based biofilm reactor technology.» Trends in Biotechnology (2000): 312-320.
- Omil, F. Bakker, C. D. H. Pol, L. W. et Lettinga, G. « Effect of pH and low temperature shocks on the competition between sulphate reducing bacteria and methane producing bacteria in UASB reactors.» Environmental Technology (1997): 255-264.
- OMS. «Health guidelines for the Use of Wastewater in Agriculture and Aquaculture.» Technical Report Series No 778. 1989.
- Oremland, R. S. « Biogeochemistry of methanogenic bacteria. .» Biology of Anaerobic Microorganisms. (1988): 641-706.
- Parawira, W. Murto, M. Zvauya, R. et Mattiasson, B. « Comparative performance of a uasb reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate.» renewable energy (2006): 893-903.
- Perez, M. Rodriguez-Cano, R. Romero, L.I. et Sales, D «Anaerobic thermophilic digestion of cutting oil wastewater: Effect of co-substrate.» Biochemical Engineering Journal (2006 ): 250-257.
- Phil, A.J.W. Hobbs, J. Holliman, P.J. Jones, D.L. «Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources.» Bioresource Technology (2008): 792867940.

## *Références bibliographiques*

- Pind, P.F. Angelidaki, I. Ahring, B.K. Stamatelatou, K. Lyberatos, G. «Monitoring and control of anaerobic reactors.» *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology* (2001): 1356182.
- Prévoit, H. « La récupération de l'énergie issue du traitement des déchets. » rapport technique. Paris: Conseil général des Mines, 2000.
- Radu Tirnoveanu, D. « Etude des propriétés épuratoires des mâchefères d'incinération d'ordures ménagères et de leur mise en oeuvre. » Thèse de doctorat. Lyon: Institut national des sciences appliquées, 2004.
- Rao, M.S. et Singh, S.P. «Bioenergy conversion studies of organic fraction of MSW: kinetic studies and gas yield-organic loading relationships for process optimization.» *Bioresource Technology* (2004): 1736185.
- Raposo, F. Banks, C.J. Sievert, I. Heaven, S. et Borja, R. «Influence of inoculum to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests .» *Process Biochemistry* (2006 ): 144461450.
- Rodier, J. «L'analyse de l'eau eaux naturelles, eaux résiduaires et eau de mer. » . Paris: Dunod, 1984 .
- Rotkittikhun, C. et kruatrachue, P. «Growth and lead accumulation by the grasses *Vetiveria zizanioides* and *Thysanolaena maxima* in lead-contaminated soil amended with pig manure and fertilizer: A glasshouse study.» *Chemosphere* (2007): 45653.
- Roustan, M. Capdeville.B et Bastoul, D. «Influence of the hydrodynamic behaviour of a three phase fluidized bed used for effluent treatment. .» 3rd Int. Conference on Bioreactor and Bioprocess Fluid Dynamics. Cambridge (UK), 1993.
- Roy, F. Samain, E. Dubourguier, H. C. et Albagnac, G. « *Syntrophomonas sapovorans* sp. Nov., a new obligately proton reducing anaerobe oxidizing saturated and unsaturated long chain fatty acids.» *Arch. Microbiol.* (1986): 142-147.
- Salminen, R et Harkonen, F. «Anaerobically digested poultry slaughterhouse wastes as fertiliser in agriculture.» *Bioresource Technology* ( 2001): 81-88.
- Sanchez, O. Michaud, S. Escudié, R. Delgenès, J. P. et Bernet, N. «Liquid mixing and gas liquid mass transfer in a three-phase inverse turbulent bed reactor.» *Chemical Engineering Journal* (2005): 1-7.
- Sandberg, M et Ahring, B.K. « Anaerobic treatment of fish-meal process wastewater in a UASB reactor at high pH.» *Applied Microbiology and Biotechnology* (1992): 8006804.
- Schink, B. « Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation.» *Microbiol. Molec. Biol. Rev.* (1997): 262-280.

## *Références bibliographiques*

- Seghezzi, L. Zeeman, G. van Lier, J. B. Hamelers, H. V. M. et Lettinga, G. « A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors.» *Bioresource Technology* (1998): 175.
- Shahrakbah, Y. Yoshihito, S. Mohd, A. H. Minato, W. Sunderaj, S. «Start-up operation of semi-commercial closed anaerobic digester for palm oil mill effluent treatment.» *Process Biochemistry* (2006 ): 9626964.
- Shapiro, J. A. « Thinking about bacterial populations as multicellular organisms.» *Annu Rev Microbiol* (1998): 81-104.
- Shimodaira, C. et Yushina, A. «Biological wastewater treatment with downflow fluidized bed reactor. .» 3rd Pacific Chemical Engineering Congress. Seoul (Korea), 1983.
- Show, K.Y. Wang, Y. Foong, S.F. et Tay, J.H «Accelerated start-up and enhanced granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactors.» *Water Research* (2004): 2293-2304.
- Singh, R. P. Kumar. S et Ojha, C. S. P. « Nutrient requirement for UASB process: a review.» *Biochemical Engineering Journal* (1999): 35-54.
- Speece, R. E. « Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment.» *Environ. Sci. Tech.* ( 416 - 427): 1983.
- Stabnikova, O. «The use of sewage sludge and horticultural waste to develop artificial soil for plant cultivation in Singapore.» *Bioresource Technology* (2005): 107361080.
- Sterritt, R. M et Lester, J. N. «the value of sewage sludge to agriculture and effects of the agricultural use of sludges contaminated with toxic elements: a review.» *The Science of the Total Environment* (1980): 55-90.
- Steyer, J. P. Buffiere, P. Rolland, D. Moletta, R. « Advanced control of anaerobic digestion processes through disturbances monitoring.» *Water Research* (1999): 2059.
- Stronach, S. M. Rudd, T et Lester, J. N. « Start-up of anaerobic bioreactors on high strength industrial wastes.» *Biomass* (1987): 173-197.
- Takdastan, A. Movahedian, H. Jafarzadeh, N. et Bina, B. «The Efficiency of Anaerobic Digesters on Microbial Quality of Sludge in Isfahan and Shahinshahr Waterwaste Treatment Plant.» *Iranian J Env Health Sci Eng* ( 2005): 56-59.
- Tay, J.H. Jeyaseelan, S et Show, K.Y. « Performance of anaerobic packed bed system with different media characteristics.» *Water Science and Technology* (1996): 453-459.
- Ten-Hong, C. et Jun-Lin, H. «Anaerobic treatment of poultry mortality in a temperature-phased leachbed UASB system.» *Bioresource Technology* (2006 ): 139861410.
- Thauer, R. K. Jungermann, K et Decker, K. « Energy Conservation in Chemotrophic Anaerobic Bacteria.» *Bacteriological Reviews* (1977).

## *Références bibliographiques*

- Thiele, J. H. «Mixed-culture interactions in methanogenesis. Mixed cultures in biotechnology.» . New York: Mc Graw Hil, 1991.
- Tholozan, J.L. « Métabolisme des acides gras volatils dans les écosystèmes méthanogènes: application de la RMN du carbone 13. » Thèse de doctorat. Lille: Université des Sciences et Techniques de Lille Flandres-Artois, 1988.
- Tschech, A et Sachink, B. «Fermentative degradation of monohydroxybenzoates by defined syntrophic cocultures.» Arch. Microbiol. (1986): 396-402.
- Tschech, A et B Schink. « Fermentative degradation of resorcinol and resorcylic acids.» Arch. Microbiol. (1985): 52-59.
- Van den Berg, L. «High rate reactors for methane production.» Biotechnology and Renewable Energy (1986): 268-275.
- Van den Berg, L, Kennedy, K. J et Samson, R. «Anaerobic downflow stationary fixed film reactors: performance under steady-state and non-steady-state conditions.» Water Science and Technology (1985): 89-102.
- Van Loosdrecht, M. C. et Heijnen, J. J. «Biofilm bioreactors for wastewater treatment.» Water Science and Technology (1993): 17-121.
- Vogels, G. D. Keltjens, J. T et Van der Drift, C. « Biochemistry of methane production.» Biology of Anaerobic Microorganisms. (1988): 707-770.
- Wallonne, P. « Analyse des Plans Stratégiques des Intercommunales et de la Gestion des Déchets Ménagers et Assimilés et des DIB en Région Wallonne. » JAMBES: Office Wallon des Déchets, 2001.
- Warman, P.R et Termeer, W.C. « Evaluation of sewage sludge, septic waste and sludge compost applications to corn and forage: Ca, Mg, S, Fe, Mn, Cu, Zn and B content of crops and soils. .» Bioresource Technology (2005): 102961038.
- Wauthélet, M. Traitement anaérobie des boues et valorisation du biogaz . Memoire. Gembloux: Faculté des Sciences Agronomiques de Gembloux, 2004.
- Weiland, P. et A. Rozzi. « The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment system: discussor's report.» Water. Science. Technology. (1991): 255-277.
- Wheatley, A. « Anaerobic digestion: a waste treatment technology.» Applied Chemistry (1990): 229.
- Widdel, F. «Microbiology and ecology of sulfate - and sulfur-reducing bacteria.Biology Anaerobic Microorganisms. » New York: John Wiley & Sons, 1988.
- Wilton, S. L. Duarte L. V. et Parsad S. «Influence of inoculum on performance of anaerobic reactors for treating municipal solid waste.» Bioresource Technology (2004): 261-266.

### ***Références bibliographiques***

Xiushan, Y. Garuti, G. Farina, R. Parisi, V. et Tilche, A. «Process differences between a sludge bed filter and an anaerobic baffled reactor treating soluble wastes.» *Bioresource Technology* (1988): 1234-1242.

Yacob, S; Shirai, Y. Ali Hassan, M. Wakisaka, S.« Start-up operation of semi-commercial closed anaerobic digester for palm oil mill effluent treatment .» *Process Biochemistry* (2006 ): 9626964.

Young, J. C. et Dahab, M. F. « Operational characteristics of anaerobic packed-bed reactors.» *Biotechnology and Bioengineering Symposium Series* (1982): 303-316.

Zeikus, G. « Microbial populations in digesters. .» Stafford, Wheatley et Hughes, *Applied Science* (1980): 61-87.

## Table des matières

<b>Introduction</b> .....	1
<b>I. Synthèse bibliographique sur les déchets solides</b> .....	5
I.1 Définition du déchet.....	5
I.2 Système déchets.....	5
I.2.1 Déchets et sous-produits (A) .....	6
I.2.2 Déchets de la dépollution de l'eau et de l'air (B).....	7
I.2.3 Déchets associés à la vie du produit (C) .....	7
I.2.4 Produits en fin de vie (D) .....	7
I.2.5 Déchets du traitement des déchets (E) .....	7
I.3 Traitement biologique .....	8
I.3.1 Méthanisation ou digestion anaérobie.....	8
I.3.2 Le Compostage .....	9
I.4 Traitement thermochimique .....	12
I.4.1 Incinération.....	13
I.4.2 Thermolyse .....	15
I.4.3 Gazéification.....	17
I.4.4 Oxydation par Voie Humide (OVH).....	18
<b>II. Etude descriptive de la digestion anaérobie</b> .....	22
II.1 Digestion anaérobie et dépollution.....	22
II.2 Microbiologie de la digestion anaérobie.....	23
II.2.1 Hydrolyse et acidogenèse.....	24
II.2.2 Acétogenèse .....	24
II.2.3 Méthanogenèse .....	26
II.3 Conditions physico-chimiques .....	27
II.3.1 Potentiel rédox.....	27
II.3.2 Température .....	27
II.3.3 pH .....	28
II.3.4 Concentration en nutriments .....	28

II.3.5 Charge organique entrante .....	30
II.3.6 Oxygène moléculaire et teneur en eau.....	30
II.3.7 Agitation .....	30
II.4 Types de réacteurs et procédés.....	31
II.4.1 Réacteurs à lit fixe (Biomasse fixée).....	31
II.4.1.1 Réacteur à support fixe en vrac ou biofiltres anaérobies .....	320
II.4.1.2 Réacteurs à support fixé orienté/ organisé .....	32
II.4.2 Réacteurs à lit de boues .....	32
II.4.3 Réacteur compartimenté .....	34
II.4.4 Réacteur à lit expansé ou fluidisé.....	35
II.4.5 Réacteur à lit turbulé inverse.....	36
II.4.6 Digesteur batch ou discontinu .....	37
II.4.7 Digesteur continu.....	37
II.5 Type de support.....	38
II.5.1 Supports fixes .....	39
II.5.2 Supports mobiles .....	40
II.6 Démarrage des digesteurs anaérobies.....	41
II.7 Modes de valorisation du biogaz.....	43
II.7.1 Valorisation thermique .....	44
II.7.2 Valorisation électrique.....	44
II.7.3 Valorisation en carburant automobile.....	44
II.7.4 Valorisation par injection dans le réseau de gaz de ville.....	44
<b>III. Matériels et méthodes.....</b>	<b>45</b>
III.1 Valorisation de la boue lagunage dans un système en batch.....	45
III.1.1 Description du dispositif expérimental.....	45
III.1.2 Substrat .....	46
III.2 Valorisation des déchets ménagers dans un système en batch .....	46
III.2.1 Dispositif expérimental.....	46
III.2.2 Substrat .....	47

III.3 Digestion en continu.....	49
III.3.1 Dispositif expérimental.....	49
III.3.2 Substrat .....	49
III.4 Méthodes analytiques .....	50
III.4.1 Paramètres de détermination du bilan de matière .....	50
III.4.1.1 Détermination des matières sèches.....	50
III.4.1.2 Détermination des matières organiques.....	51
III.4.2 paramètres de contrôle et de suivi de la digestion.....	51
III.4.2.1 Le pH .....	51
III.4.2.2 Titre alcalimétrique complet et acides gras volatils .....	51
III.4.2.3 Mesure du volume de biogaz .....	53
III.4.2.4 Mesure de la pression de biogaz .....	53
III.4.3 paramètres d'épuration.....	53
III.4.3.1 Demande Chimique en Oxygène (DCO).....	53
III.4.3.2 Demande Biologique en Oxygène (DBO).....	54
III.4.3.3 Azote Total Kjeldahl (NTK).....	54
III.4.3.4 dosage de l'ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ).....	55
III.4.4 paramètres bactériologiques .....	55
III.4.4.1 Recherche des germes totaux.....	55
III.4.4.2 Dénombrement des coliformes fécaux .....	56
III.4.4.3 Recherche de <i>Escherichia coli</i> .....	57
III.4.4.4 Recherche des Streptocoques fécaux.....	58
III.4.4.5 Composition des milieux .....	58
III.5 Valorisation agricole .....	59
III.5.1 Détermination de la perméabilité des sols .....	59
<b>IV. Résultats et discussions de la production du biogaz en système batch : cas de boue de lagunage.....</b>	<b>62</b>
IV.1 Caractéristiques de la boue de la lagune .....	62
IV.2 Variation du pH .....	64
IV.3 variation des acides gras volatiles.....	64

IV.4 variation de Titre Alcalimétrique Complet (TAC) .....	66
IV.5 production du biogaz.....	69
IV.6 Le bilan énergétique.....	72
IV.7 Le bilan de matière.....	73
IV.8 Suivi des paramètres de dépuracion.....	73
IV.9 paramètres microbiologiques.....	77
IV.10 Conclusion .....	82
<b>V. Résultats et discussions de la production du biogaz en système batch: cas des déchets ménagers.....</b>	<b>83</b>
V.1 Effet de l'ajustement du pH sur la digestion anaérobie.....	83
V.1.1 Effet de l'ajustement du pH avec ensemencement des digesteurs.....	83
V.1.2 Effet de l'ajustement du pH sans ensemencement des digesteurs .....	85
V.2 Effet de l'ensemencement des digesteurs sur la production du biogaz.....	86
V.3 Effet de l'ajustement du pH et l'ensemencement sur l'abattement de la pollution organique .....	89
V.4 Conclusion .....	90
<b>VI. Résultats et discussions de la digestion anaérobie en digesteur continu .....</b>	<b>91</b>
VI.1 Etude de démarrage d'un digesteur en continu a l'échelle du laboratoire .....	91
VI.1.1 pH.....	91
VI.1.2 Titre Alcalimétrique Complet (TAC).....	92
VI.1.3 Acides Gras Volatiles (AGV).....	92
VI.1.4 Rapport AGV/TAC .....	93
VI.1.5 Production du biogaz.....	94
VI.1.6 Demande Chimique en Oxygène (DCO).....	95
VI.1.7 Conclusion .....	95
VI.2 Conception et démarrage d'un digesteur enterré.....	96
VI.2.1 Etapes de construction de l'installation de production de biogaz.....	96
VI.2.1.1 Réalisation de la fosse du digesteur pilote.....	96
VI.2.1.2 Construction du fond de la cuve du digesteur.....	97
VI.2.1.3 Construction de la paroi de la cuve de digestion .....	97
VI.2.1.4. Construction du bac d'évacuation du digestat .....	98

VI.2.1.5 Construction du bac d'alimentation du substrat.....	99
VI.2.1.6 Construction du dôme et trou dôme .....	100
VI.2.1.7 Revêtement du digesteur .....	101
VI.2.1.8 Remplissage de la fosse.....	102
VI.2.1.9 Construction du gazomètre .....	102
VI.2.1.10. Réalisation et installation du système d'agitation.....	105
VI.2.1.11 Construction du lit de séchage .....	106
VI.2.1.12 Schéma global de l'installation pilote .....	107
VI.2.2 Substrat.....	109
VI.2.3 Chauffage de l'eau d'alimentation.....	109
VI.2.4 Température de l'eau à l'intérieur du digesteur avant l'alimentation.....	110
VI.2.5 Température à l'intérieur du digesteur après alimentation.....	111
VI.2.6 pH.....	111
VI.2.7 Rapport AGV/TAC .....	113
VI.2.8 Production du biogaz.....	113
VI.2.9 Demande chimique en oxygène (DCO) .....	114
VI.2.10 Conclusion .....	115
<b>VII. Résultats et discussions de l'application du digestat dans l'agriculture .....</b>	<b>116</b>
VII.1 Conception du champ d'expérimentation.....	116
VII.2 Résultats de l'analyse des substrats .....	116
VII.3 Test de perméabilité.....	117
VII.4 Croissance des plantes .....	119
VII.5 Conclusion.....	123
<b>Conclusion générale .....</b>	<b>124</b>
<b>Bibliographie .....</b>	<b>126</b>
<b>Liste des figures</b>	
<b>Liste des tableaux</b>	
<b>Liste des photos</b>	

## Liste des figures

Figure 1. Cycle de vie de déchet.....	5
Figure 2. Processus d'émission des déchets aux différents stades du cycle de vie d'un déchet	6
Figure 3. Etapes biologiques du compostage .....	12
Figure 4. Schéma d'une installation d'incinération des déchets .....	14
Figure 5. Four de la thermolyse.....	16
Figure 6. Solide de la thermolyse .....	16
Figure 7. Processus de la thermolyse.....	17
Figure 8. Schéma de l'enceinte de gazéification .....	18
Figure 9. Schéma d'une unité d'oxydation par voie humide (OVH).....	19
Figure 10. Schéma de la chaîne trophique de la méthanogenèse et ses différentes étapes. ....	23
Figure 11. Potentiel rédox des demi-couples impliqués dans les réactions biochimiques .....	28
Figure 12. Configurations des réacteurs à lit fixe,.....	32
Figure 13. Schéma de principe d'un réacteur à lit de boues .....	33
Figure 14. Schéma de principe d'un réacteur à lit de boues compartimenté horizontal .....	34
Figure 15. Schéma de principe d'un réacteur à lit fluidisé .....	35
Figure 16. Schéma d'un digesteur enterré.....	38
Figure 17. Représentation théorique du fonctionnement d'un réacteur biologique .....	41
Figure 18. Paramètres influençant le démarrage des réacteurs à forte charge .....	42
Figure 19. Schéma de dispositif expérimental.....	45
Figure 20. Dispositif expérimental pour la digestion des déchets ménagers .....	47
Figure 21. Dispositif expérimental du digesteur en continu .....	49
Figure 22. Schéma du mode opératoire pour la recherche des coliformes fécaux .....	56
Figure 23. Dispositif de la mesure de la perméabilité. ....	61
Figure 24. Variation du pH en fonction du temps pour différents taux de dilution .....	63
Figure 25. Variation du pH de la suspension au cours du temps.....	65
Figure 26. Variation de la concentration des AGV en fonction du temps. ....	65
Figure 27. Relation entre le pH et les AGV en fonction du temps .....	66
Figure 28. Variation du TAC en fonction du temps. ....	67
Figure 29. Variation du TAC et du pH au cours de la digestion. ....	68
Figure 30. Variation du rapport AGV/TAC en fonction du temps.....	68
Figure 31. Variation de la pression en fonction du temps.....	69
Figure 32. Variation du volume du biogaz produit en fonction du temps. ....	70

Figure 33. Relation des AGV avec la pression dans l'enceinte.....	70
Figure 34. Variation du taux de matières sèches en fonction du temps.....	73
Figure 35. Variation de la DCO et de la DBO au cours de la digestion .....	74
Figure 36. Variation de la DCO et des MS au cours de la digestion.....	75
Figure 37. Effet du pH sur l'évolution de la DBO au cours de la digestion .....	75
Figure 38. Concentration des ammoniums au début et à la fin de la fin de la digestion .....	76
Figure 39. Teneur de l'NTK au début et à la fin de la fin de la digestion .....	77
Figure 40. Germes totaux au début et à la fin de la digestion. ....	79
Figure 41. Coliformes fécaux au début et à la fin de la digestion. ....	79
Figure 42. <i>Escherichia coli</i> au début et à la fin de la digestion.....	80
Figure 43. Streptocoques fécaux au début et à la fin de la digestion.....	80
Figure 44. Evolution des taux de la matière sèche et des GMT avant (1) et après(2) digestio	81
Figure 45. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience EA.....	84
Figure 46. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience ENA.....	84
Figure 47. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience NEA.....	85
Figure 48. Evolution du pH en fonction du temps pour l'expérience NENA .....	86
Figure 49. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience EA.....	87
Figure 50. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience NEA.....	87
Figure 51. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience ENA.....	88
Figure 52. Evolution du volume de Biogaz en fonction du temps expérience NENA .....	88
Figure 53. Variation de la DBO <sub>5</sub> en fonction du temps pour les expériences EA et ENA .....	89
Figure 54. Variation de la DCO en fonction du temps pour les expériences EA et ENA .....	90
Figure 55. Variation du pH au cours du processus de digestion. ....	91
Figure 56. Variation du Titre alcalimétrique complet au cours de la digestion anaérobie .....	92
Figure 57. Variation des AGV au cours de la digestion anaérobie .....	93
Figure 58. Variation du rapport AGV/TAC au cours de la digestion anaérobie.....	93
Figure 59. Variation du volume du biogaz au cours de la digestion anaérobie.....	94
Figure 60. Variation de DCO au cours de la digestion anaérobie .....	95
Figure 61. Construction du fond de la cuve du digesteur .....	97
Figure 62. Début de construction du mur de la cuve de digestion .....	97
Figure 63. Emplacement du tuyau et construction du bac d'évacuation du digestat.....	99
Figure 64. Construction du bac d'alimentation du digesteur .....	100
Figure 65. Construction du dôme et trou dôme .....	101
Figure 66. Revêtement des parois interne et externe du digesteur .....	102

Figure 67. Schéma de gazomètre à cloche .....	103
Figure 68. Construction du bac du gazomètre.....	104
Figure 69. Schéma descriptif de la cloche gazométrique.....	105
Figure 70. Système d'agitation.....	105
Figure 71. Construction du lit de séchage.....	106
Figure 72: Schéma représentant l'installation pilote de production de biogaz .....	107
Figure 73. Schéma global du digesteur enterré .....	108
Figure 74. Schéma de chauffage d'eau d'alimentation.....	110
Figure 75. Variation de la température en fonction du temps durant la phase de chauffage du digesteur. ....	111
Figure 76. Variation de la température à l'intérieur du digesteur après alimentation .....	112
Figure 77. Variation du pH à l'intérieur du digesteur après alimentation. ....	112
Figure 78. Variation du rapport AGV/TAC .....	113
Figure 79. Variation de pression.....	114
Figure 80. Variation de la DCO.....	115
Figure 81. Résultats du test de perméabilité.....	118
Figure 82. Résultats de mesure de la hauteur des tiges.....	121
Figure 83. Résultats de mesure du diamètre des tiges .....	121
Figure 84. Nombre de tiges au stade de maturation .....	122
Figure 85. Indice de tolérance .....	123

## Liste des tableaux

Tableau 1. Temps de génération (Tg) à 35°C des bactéries syntrophes connues, isolées de digesteurs, avec différents partenaires. ....	25
Tableau 2. Equation et énergie libre des réactions de formation de méthane à partir de l'hydrogène et du formate .....	26
Tableau 3. Quelques teneurs en cobalt et en nickel utilisées ou recommandées dans la littérature. ....	29
Tableau 4. Caractéristiques des différents supports.....	39
Tableau 5. Exemples de supports cités dans la littérature pour les biofiltres anaérobies et la partie filtrante des réacteurs hybrides .....	40
Tableau 6. Exemples de supports cités dans la littérature pour les réacteurs à lit mobile. LFA : lit fluidisé ascendant, LFD : lit fluidisé descendant, LTI : lit turbulé inverse.....	41
Tableau 7. Caractéristiques de l'inoculum.....	48
Tableau 8. Caractéristiques de l'inoculum.....	50
Tableau 9. Table de Mac Crady.....	57
Tableau 10. Valeurs du coefficient de perméabilité K .....	60
Tableau 11. Caractéristiques initiales de la boue de lagunage de la ville d'Adrar.....	62
Tableau 12. Caractéristiques des substrats (sol et boue digérée) .....	118

## Liste des photos

Photo 1. Digesteur anaérobie traitant du lisier avec valorisation du biogaz par alimentation d'une cuisinière .....	45
Photo 2. Boue de lagunage de la ville d'Adrar.....	46
Photo 3. Aspect global des déchets ménagers après homogénéisation.....	48
Photo 4. Combustion du biogaz.....	71
Photo 5. Test de Coliformes fécaux.....	78
Photo 6. Test de <i>Escherichia coli</i> .....	78
Photo 7. Fosse pour l'implantation du digesteur .....	96
Photo 8. Début de construction du mur de la cuve de digestion .....	98
Photo 9. Bac d'évacuation du digestat.....	98
Photo 10. Tuyau d'alimentation du digesteur .....	99
Photo 11. Construction du dôme et trou dôme .....	100
Photo 12. Revêtement du digesteur .....	101
Photo 13. Remplissage de la fosse.....	102
Photo 14. Construction du gazomètre.....	104
Photo 15. Construction du lit de séchage .....	106
Photo 16. Installation pilote de production du biogaz réalisée au niveau de l'unité URERMS Adrar .....	104
Photo 17 Champ expérimental .....	116
Photo 18 mesure de la hauteur des tiges .....	119
Photo 19 mesure de diamètre des tiges .....	120
Photo 20 mesure des nombres des épis.....	120