

# Méthanisation des effluents industriels liquides

par **Sylvain FRÉDÉRIC**

Ingénieur diplômé de l'Institut national agronomique (Paris Grignon)  
Directeur de la recherche et du développement de la société Naskeo Environnement

et **Aurélien LUGARDON**

Ingénieur diplômé de l'École Centrale Paris  
Président de la société Naskeo Environnement

<b>1. Principe de méthanisation : flux métabolique et microbiologie</b> .....	J 3 943 - 2
1.1 Hydrolyse et acidogénèse.....	— 3
1.2 Acétogénèse.....	— 3
1.3 Méthanogénèse .....	— 3
<b>2. Technologies de méthanisation des effluents industriels</b> .....	— 3
2.1 Contraintes de mise en œuvre de la méthanisation.....	— 3
2.1.1 Type d'effluents.....	— 3
2.1.2 Concentration de l'effluent et température .....	— 3
2.1.3 Matières en suspension .....	— 4
2.1.4 Composés inhibiteurs .....	— 4
2.2 Différentes technologies de méthanisation .....	— 4
2.2.1 Réacteurs à biomasse libre.....	— 4
2.2.2 Réacteurs à boues granulaires .....	— 5
2.2.3 Réacteurs à supports.....	— 6
2.2.4 Récapitulatif des technologies.....	— 6
<b>3. Mise en œuvre industrielle de la méthanisation des effluents</b> ...	— 7
3.1 Dimensionnement d'une installation de méthanisation .....	— 7
3.1.1 Choix de la charge appliquée .....	— 7
3.1.2 Choix de la température de digestion.....	— 7
3.1.3 Complémentation des effluents carencés .....	— 7
3.1.4 Stabilisation du pH .....	— 7
3.1.5 Production de boues .....	— 8
3.2 Contrôle automatique d'une installation de méthanisation .....	— 8
3.3 Production et valorisation du biogaz .....	— 8
3.3.1 Potentiel méthane.....	— 8
3.3.2 Propriétés du biogaz.....	— 8
3.3.3 Valorisation du biogaz.....	— 8
3.4 Coût d'investissement et de fonctionnement .....	— 9
<b>4. Exemples industriels</b> .....	— 10
4.1 Digesteur à lit fixe.....	— 10
4.2 Digesteur infiniment mélangé.....	— 10
4.3 UASB .....	— 11
<b>Pour en savoir plus</b> .....	Doc. J 3 943

**L**a méthanisation est un processus biologique de dégradation de la matière organique. Elle se déroule en l'absence d'oxygène et conduit à la formation d'un **biogaz énergétique riche en méthane**. Elle est basée sur des réactions naturelles de fermentation réalisées par des populations de bactéries anaérobies et est couramment appelée **digestion anaérobie**. Dans le milieu naturel, la méthanisation est notamment à l'origine de phénomènes spontanés tels que les feux follets ou les émissions de gaz des marais.

Le biogaz issu de méthanisation est un mélange inflammable composé principalement de méthane ( $\text{CH}_4$ ) et de dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ). Valorisé, ce

biogaz est une source d'énergie renouvelable dans la mesure où il est issu de matières organiques d'origine végétale ou animale, dont les cycles de renouvellement sont courts. Utilisée au service de l'Homme, la méthanisation s'avère être un outil efficace de réduction des pollutions organiques et de production d'énergie.

Sa première application, qui reste à l'heure actuelle la plus importante en nombre d'unités, fut la valorisation énergétique à la ferme des sous-produits d'élevage. Des pays tels que l'Allemagne ou la Chine comptent de très nombreuses sources délocalisées d'énergie sous forme de biogaz agricole. Depuis le début des années 1970, de nombreux travaux de recherche et de développement dans le domaine de la méthanisation ont contribué à une application toujours plus performante du processus à l'épuration et à la valorisation des effluents industriels chargés en matière organique. Le succès de l'application de la méthanisation au traitement des eaux usées industrielles tient particulièrement au fait qu'elle engendre une production nette d'énergie, contrairement aux procédés d'épuration aérobies classiques, dont l'aération requiert de fortes dépenses électriques. Un autre avantage de la méthanisation est la faible production de boues comparativement aux stations aérobies. Enfin, le traitement anaérobie des effluents s'effectue généralement à plus forte charge que les procédés aérés classiques, ce qui permet une réduction de l'encombrement et des ouvrages.

Le présent document aborde dans un premier temps les aspects théoriques de la méthanisation des effluents industriels, en détaillant les processus réactionnels associés. La seconde partie présente les critères technologiques de choix du procédé de méthanisation en fonction des caractéristiques de l'effluent à traiter. Certaines technologies de méthanisation y sont présentées, avec leurs avantages et inconvénients respectifs. Enfin, la dernière partie décrit la mise en œuvre d'une unité industrielle de méthanisation. Le dimensionnement et les principaux choix sont détaillés, que ce soit pour le réacteur anaérobie lui-même, le contrôle, ou les aspects de valorisation du biogaz produit. Des exemples de réalisations industrielles illustrent les différentes options de mise en œuvre.

## 1. Principe de méthanisation : flux métabolique et microbiologie

La méthanisation est une fermentation dite « méthanique » qui peut être séparée en plusieurs étapes biochimiques correspondant à l'action de différents groupes bactériens. En réalité, ces groupes de micro-organismes interagissent entre eux pour leurs besoins physiologiques. Ils sont étroitement interdépendants les uns des autres, à des degrés divers, allant jusqu'à la dépendance obligatoire, c'est-à-dire ne pouvant pas vivre l'un sans l'autre. Selon un consensus général, les auteurs s'accordent pour décrire la méthanisation en 3 ou 4 étapes majeures (figure 1) :

- **hydrolyse** des composés organiques complexes ;
- **acidogénèse** des monomères en acides gras (majoritairement des acides gras volatils) en certains acides organiques (lactate, succinate), en alcools (éthanol), en hydrogène et dioxyde de carbone ;
- **acétogénèse** qui conduit, à partir des produits de l'hydrolyse ou de l'acidogénèse, à la formation d'acétate, de H<sub>2</sub> et de CO<sub>2</sub> ;
- **méthanogénèse stricto sensu** qui, à partir de H<sub>2</sub> et de CO<sub>2</sub> ou de l'acétate, conduit à la formation de méthane.

Les deux premières étapes peuvent être regroupées en une seule car elles ne correspondent pas vraiment à deux groupes de bactéries bien distincts.

Contrairement aux fermentations aérobies qui s'accompagnent d'un fort dégagement de chaleur, les fermentations anaérobies ne sont que très faiblement exothermiques.

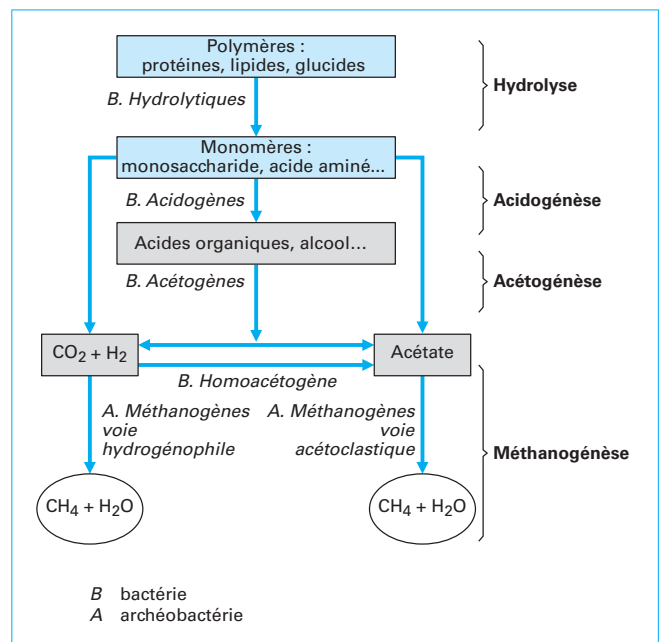


Figure 1 – Schéma métabolique des composés organiques lors de la digestion anaérobie

## 1.1 Hydrolyse et acidogénèse

■ Durant les premières étapes de la méthanisation, les bactéries **hydrolysent** les substrats organiques (polysaccharides, protéines et lipides) en oligo ou monomère (monosaccharides, acides gras, acides aminés), généralement sous l'action des enzymes extracellulaires et de l'eau. Cette transformation permet de rendre assimilable le substrat par les bactéries. Selon le substrat et la température, les bactéries hydrolytiques intervenant dans ce processus sont différentes. L'étape d'hydrolyse est l'étape limitante dans le processus global de méthanisation par rapport aux autres étapes, lorsque la matière organique est non soluble dans l'eau.

■ Au cours de l'**acidogénèse**, les monomères issus de l'hydrolyse sont métabolisés en acides gras volatils (AGV) (acétate, propionate, butyrate, isobutyrate, etc.), en alcool, en acides organiques autres que les AGV, en hydrogène et en dioxyde de carbone. Les bactéries impliquées dans ces réactions d'acidogénèse ont des temps de réplication très courts (de trente minutes à quelques heures). Les bactéries du genre *Clostridium* constituent souvent une fraction importante de la population anaérobie qui participe à l'étape d'acidogénèse, bien que d'autres groupes bactériens comme les *Enterobacteriaceae*, *Bacteroides*, *Bacillus* soient également présents. En condition dite de « surcharge organique », c'est-à-dire lorsque la quantité de matière organique introduite dépasse la capacité de traitement de la biomasse présente dans le réacteur, le métabolisme plus rapide de ce groupe de bactéries, en comparaison aux autres groupes de bactéries, entraîne une accumulation d'intermédiaire de la réaction de méthanisation. Ces métabolites, plus particulièrement les AGV, ont une action inhibitrice sur les micro-organismes acétogènes et méthanogènes et peuvent être responsables de l'arrêt de la digestion anaérobie. Ces deux premières étapes sont le fait de bactéries mixtes aérobies et anaérobies.

## 1.2 Acétogénèse

Les intermédiaires métaboliques produits lors de l'acidogénèse (AGV, alcool, acides organiques,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ) sont transformés en acétate,  $\text{H}_2$  et  $\text{CO}_2$ , par deux groupes de bactéries majoritairement :

- les acétogènes productrices obligées d'hydrogène (APOH) qui produisent de l'acétate, de l'hydrogène et du dioxyde de carbone ;
- les homoacétogènes du groupe 1, qui produisent de l'acétate par la réduction de  $\text{H}_2$  et de  $\text{CO}_2$ , ou du groupe 2, qui produisent de l'acétate à partir d'AGV et d'alcool.

Les vitesses réactionnelles d'acétogénèse sont généralement lentes et dépendantes de la concentration en  $\text{H}_2$  qui modifie l'équilibre thermodynamique de la cinétique globale. L'association entre les bactéries productrices obligées d' $\text{H}_2$  et les méthanogènes est la clef de voûte de la réaction de méthanisation. En effet, les réactions des APOH sont thermodynamiquement défavorables, les produits de la réaction doivent donc être en très faible concentration ( $\text{H}_2$  sous la pression partielle de  $10^{-4}$  atm soit 100 ppm) pour permettre la réaction. Cela est réalisé grâce à la présence de bactéries utilisatrices d' $\text{H}_2$  comme les bactéries méthanogènes et homoacétogènes.

## 1.3 Méthanogénèse

Cette étape représente la dernière phase de la méthanisation. Elle permet de transformer soit l'hydrogène et le dioxyde de carbone en méthane, soit l'acétate en méthane. D'autres substrats peuvent être consommés par les méthanogènes comme le méthanol ou l'acide formique. Les bactéries impliquées dans ces réactions sont classées parmi les archéobactéries et sont anaérobies strictes.

Les méthanogènes utilisant l'acide acétique pour former du méthane sont appelées acétoclastes (*Methanosarcina*, *Methanosaeta*) tandis que celles réduisant le  $\text{CO}_2$  par de l'hydrogène pour produire du méthane sont nommées hydrogénophiles. On considère généralement que 70 % du méthane produit provient de la voie acétoclaste.

## 2. Technologies de méthanisation des effluents industriels

### 2.1 Contraintes de mise en œuvre de la méthanisation

#### 2.1.1 Type d'effluents

La digestion anaérobie est une réaction de dégradation de la pollution organique. Par matière polluante organique, on entend matière constituée de molécules contenant des liaisons carbone-hydrogène (C-H). Plus particulièrement, la méthanisation s'applique avec succès aux matières organiques d'origine végétale ou animale. La méthanisation n'a aucun impact dépolluant sur les effluents caractérisés par des pollutions inorganiques telles que métaux lourds, chlore, sulfates, etc.

De façon plus précise, la méthanisation des effluents industriels sert à l'abattement de la pollution carbonée. En effet, elle consiste principalement en la transformation de la charge organique en biogaz constitué de dioxyde de carbone et de méthane. En particulier, les réactions de nitrification et de déphosphatation conduisant à l'abattement de la pollution azotée ou phosphorée n'ont pas lieu dans les réacteurs anaérobies et requièrent, pour s'effectuer, des milieux aérés caractérisés par des potentiels d'oxydo-réduction plus élevés. Le seul impact de la méthanisation sur les pollutions par l'azote et le phosphore est lié à la consommation de ces polluants pour la formation des bactéries (boues) anaérobies. Étant donné les faibles taux de croissance des micro-organismes anaérobies et les faibles proportions d'azote (rapport C/N compris entre 20 et 30) et de phosphore (rapport N/P égal à 7), on estime l'impact dépolluant de la seule méthanisation sur ces pollutions inférieur à 5 % de la demande biologique en oxygène ( $\text{DBO}_5$ ) éliminée. Cependant, il a été montré que les flores anaérobies présentent certaines capacités dénitrifiantes, ce qui peut permettre de réaliser des couplages réacteur anaérobie/station aérobie avantageux du point de vue du traitement de l'azote.

Les applications principales de la méthanisation sont liées au traitement des pollutions issues d'industries agroalimentaires, papetières, chimiques ou cosmétiques. Des exemples d'industries et d'effluents sont donnés dans les tableaux A et B en [Doc. J 3 943] ainsi que le nombre de méthaniseurs installés dans le monde par chaque type d'industrie.

#### 2.1.2 Concentration de l'effluent et température

La méthanisation a lieu préférentiellement sur les gammes de température mésophile (35 à 40 °C) ou thermophile (55 °C) (cf. § 3.1.2). Afin de maintenir ces températures dans l'enceinte du réacteur, une partie du biogaz produit par la réaction peut, le cas échéant, être autoconsommée. Cette part d'autoconsommation du biogaz dépend directement de la température de l'effluent en entrée du méthaniseur et de la concentration de l'effluent en pollution organique. En effet, plus l'effluent est concentré, plus la production de biogaz sera importante par rapport au volume d'eau usée à réchauffer. En revanche, plus l'effluent est dilué, plus la production de biogaz sera faible et le volume à chauffer important.

On en déduit que pour les effluents froids, qui présentent de faibles concentrations en DCO (demande chimique en oxygène), la méthanisation présente un bilan énergétique défavorable, c'est-à-dire que le biogaz produit par la réaction est intégralement autoconsommé, voire qu'un apport extérieur de combustible est nécessaire. En revanche, lorsque les effluents en sortie du processus sont chauds ou très chargés, le maintien de la température de réaction ne nécessite aucun apport extérieur d'énergie, et une partie significative du biogaz peut être récupérée pour les besoins du site.

En général, on admet que la méthanisation présente un intérêt pour les concentrations supérieures à 2 000 mg/L en ce qui concerne les effluents à température ambiante dans les pays tempérés. Dans les pays chauds, des effluents plus dilués (exemple : effluents urbains) font l'objet de traitements par méthanisation.

### 2.1.3 Matières en suspension

La présence de matières en suspension dans l'effluent d'entrée a des conséquences directes sur le choix du procédé de méthanisation, ainsi que sur le dimensionnement du réacteur. Il est tout d'abord rappelé que les matières en suspension (MES) inertes ou organiques non biodégradables ne sont pas abattues par le procédé de méthanisation. Les MES biodégradables sont constituées de grosses molécules organiques insolubles. Afin d'être assimilables par les bactéries des étapes acidogénèse, acétogénèse et méthanogénèse, ces molécules doivent préalablement subir une hydrolyse. Cette hydrolyse se réalise sous l'action combinée de l'eau et d'enzymes spécifiques sécrétées par des bactéries hydrolytiques qui permettent la catalyse de la réaction. Pour les effluents très chargés en MES, l'hydrolyse est l'étape cinétiquement limitante de la méthanisation. On en déduit que le temps de séjour d'un effluent très chargé en MES doit être significativement plus long que celui d'un effluent dont la DCO se trouve principalement sous forme soluble.

La seconde conséquence de la présence de MES dans l'effluent alimenté est d'ordre physique. L'abondance de MES, conjuguée à un temps de séjour ne permettant pas leur hydrolyse, conduit à leur accumulation en régime stationnaire. Cette accumulation peut induire des phénomènes de colmatage, particulièrement dans les procédés à boues granulaires et à biomasse fixée.

### 2.1.4 Composés inhibiteurs

Certaines molécules, au-delà de seuils de concentration déterminés, entraînent des inhibitions des espèces bactériennes impliquées dans la méthanisation. Ces molécules inhibitrices peuvent être apportées dans l'effluent d'entrée ou générées par le processus de méthanisation lui-même. Les points suivants donnent des informations indicatives sur les principaux types d'inhibitions rencontrées.

#### ■ Acides gras volatils (AGV) et processus d'acidification

Comme on l'a vu précédemment, les acides gras volatils sont des intermédiaires réactionnels de la méthanisation résultant de la phase d'acidogénèse. Leur cinétique de formation particulièrement rapide doit être compensée par leur consommation par les espèces méthanogènes. Les acides gras volatils sont inhibiteurs à partir de 3 g/L environ d'acide propionique. Cette concentration peut être atteinte si la charge organique appliquée au réacteur excède la capacité de traitement des espèces méthanogènes. On assiste alors à un dysfonctionnement de la méthanogénèse qui, rétroactivement, accentue l'accumulation d'AGV. Ce processus, la plupart du temps consécutif à une surcharge organique, est appelé **acidification** et se traduit par une diminution du pH et du rendement épuratoire du réacteur. Il peut être évité par la diminution de la charge appliquée et le contrôle du pH ou de l'alcalinité.

#### ■ Ammoniac (NH<sub>3</sub>) et dépassement alcalin

Les réactions de méthanisation tendent à transformer l'azote organique en ammoniac (NH<sub>3</sub>) et ions ammonium (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>). Un effluent trop riche en azote peut donc impliquer une accumulation d'ammoniac et un dysfonctionnement du réacteur. Ce processus, consécutif à un rapport C/N de l'effluent d'entrée déséquilibré, est appelé **dépassement alcalin** et se traduit par une augmentation anormale du pH (> 8) et une chute du rendement épuratoire. Il peut être évité en complétant l'effluent d'entrée par une source plus carbonée jusqu'à atteindre un rapport DCO/N de l'ordre de 400/7.

#### ■ Chlorure de sodium

Des expériences récentes menées sur les effluents salés montrent une réduction des charges organiques applicables de l'ordre de 50 % à 10 g NaCl/L et une inhibition complète au-delà de 60 g NaCl/L.

**Tableau 1 – Liste des inhibiteurs connus et de leurs concentrations seuils pour la méthanisation**

Substances	Modérément inhibitrices (mg/L)	Fortement inhibitrices (mg/L)
Chlorure de sodium	10 000	40 000
Sodium	3 500 à 5 500	8 000
Potassium	2 500 à 4 500	12 000
Calcium	2 500 à 4 500	8 000
Magnésium	1 000 à 1 500	3 000
Azote ammoniacal	1 500 à 3 000	> 3 000
Sulfure		200
Cuivre		50 à 70
Chrome (VI)		200 à 600
Chrome (III)		180 à 420
Nickel		30

#### ■ Autres inhibiteurs

Le tableau 1 dresse une liste d'inhibiteurs associés aux concentrations critiques correspondantes. Ces informations sont indicatives.

## 2.2 Différentes technologies de méthanisation

Le développement de générations successives de réacteurs de méthanisation a porté principalement sur le perfectionnement de la rétention de la biomasse et sur l'optimisation des conditions hydrodynamiques.

En régime stationnaire, la croissance nette de bactéries anaérobies est compensée par la dilution liée à l'introduction de l'effluent à traiter. Ces phénomènes de croissance et de dilution fixent la concentration de biomasse dépolluante disponible pour le traitement de l'effluent en régime permanent. L'augmentation des charges organiques appliquées est rendue possible par l'atténuation du facteur de dilution, c'est-à-dire par la mise en œuvre de dispositifs de rétention de la biomasse. Plusieurs techniques de rétention peuvent être utilisées, parmi lesquelles la décantation-recirculation, la formation de biofilms sur des supports, la granulation.

Par ailleurs, l'efficacité des réactions biologiques anaérobies est liée à l'accessibilité de la biomasse aux substrats organiques contenus dans l'effluent. Les conditions hydrodynamiques doivent donc permettre des concentrations homogènes de pollution dans les réacteurs ainsi qu'une mise en contact optimisée des bactéries et des molécules organiques. Différentes conditions hydrodynamiques peuvent être mises en place en fonction de la technologie utilisée : recirculation, répartition, fluidisation, etc.

Enfin, il est utile de rappeler que les réacteurs anaérobies doivent être hermétiquement clos afin d'éviter l'inhibition des bactéries par l'air et la formation de mélanges explosifs méthane/oxygène.

### 2.2.1 Réacteurs à biomasse libre

#### ■ Réacteur complètement mélangé (figure 2a)

Il s'agit d'une cuve brassée dans laquelle les effluents sont mis en contact avec la biomasse. L'alimentation peut être effectuée par le bas (réacteur à flux ascendant ou *upflow*) ou par le haut (réacteur à flux descendant ou *downflow*). Le brassage peut être effectué par voie mécanique (une ou plusieurs hélices), par voie pneumatique (compression et recirculation du biogaz) ou par voie hydraulique

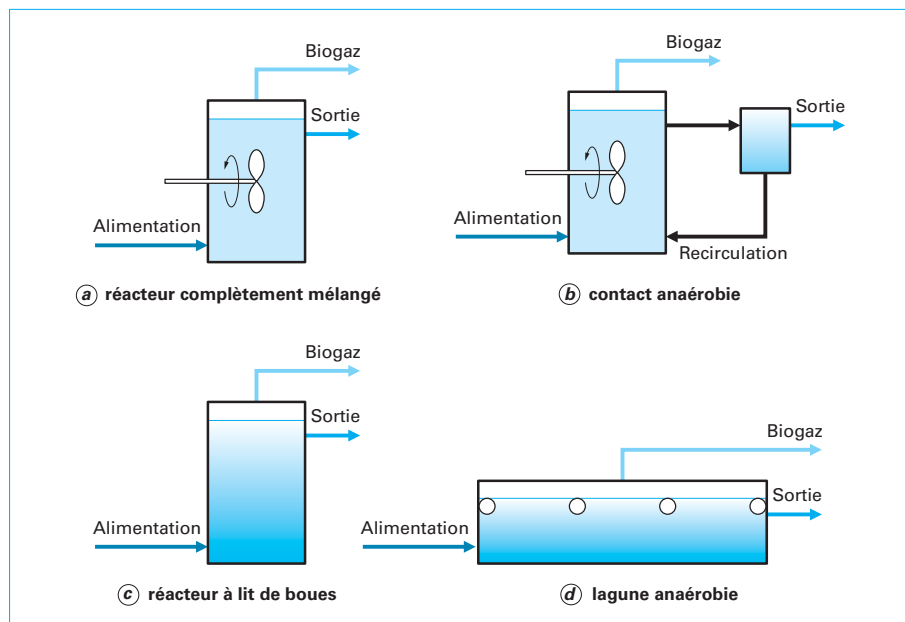


Figure 2 – Réacteurs à biomasse libre

(recirculation d'effluent). Étant donné l'absence de rétention de la biomasse, les charges organiques sont faibles, de l'ordre de 0,5 à 5 kg DCO/(m<sup>3</sup> · j). Cependant, le procédé présente l'avantage de sa grande simplicité et est particulièrement adapté dans le traitement d'effluents fortement chargés en matières en suspension.

#### ■ Contact anaérobie (figure 2b)

Il s'agit d'un réacteur complètement mélangé dans lequel on réintroduit une partie de la biomasse récupérée en sortie par décantation statique. Les charges acceptées varient entre 0,5 et 6 kg DCO/(m<sup>3</sup> · j).

#### ■ Réacteurs à lit de boues (figure 2c) et lagunes anaérobies (figure 2d)

Il s'agit de réacteurs à flux ascendant dans lesquels on sélectionne naturellement la biomasse décantable en appliquant des vitesses ascensionnelles faibles, de l'ordre de 0,5 m · h<sup>-1</sup>. Ce flux piston traverse la biomasse décantée très lentement, ce qui permet un contact prolongé entre substrat et bactéries. La rétention de la biomasse s'effectue grâce à la décantabilité des flocs formés. Le procédé est en fait la synthèse d'un réacteur anaérobie et d'un clarificateur. Le procédé à lit de boues est simple et peut être appliqué sous forme extensive, c'est-à-dire avec de très grands volumes de réacteur. On parle alors de lagunes anaérobies. Ces lagunes ne sont généralement pas réchauffées par autre chose que par l'effluent alimenté. Une bêche flottante permet le maintien du système en anaérobiose et la récupération du biogaz produit. Les boues anaérobies s'accumulent dans la lagune au fur et à mesure de leur production, ce qui implique un curage régulier. L'avantage des réacteurs à lit de boues tient à leur simplicité et au fait que la décantation soit incluse dans le réacteur anaérobie. Leur inconvénient principal est leur faible performance. La lagune peut accepter des charges entre 0,1 à 2 kg DCO/(m<sup>3</sup> · j).

### 2.2.2 Réacteurs à boues granulaires

Les réacteurs à boues granulaires (figure 3) sont basés sur la capacité naturelle que présentent certains types de bactéries à s'agréger pour former entre elles des granules. Le diamètre de ces granules varie de 2 à 5 mm. L'avantage des procédés à boues granulaires par rapport aux réacteurs à boues libres tient en plusieurs points :

- leur **forte surface spécifique** permet de maximiser les échanges bactéries/substrats organiques ;
- le fait que ces granules ont une **répartition spatiale optimale** des bactéries impliquées dans chacune des étapes de la méthanisation permet l'accélération des voies métaboliques ;
- la **densité des granules** donne aux boues une bonne décantabilité et permet la formation des boues concentrées.

Cependant, les réacteurs à boues granulaires présentent également certains risques :

- **dégranulation** : sous l'influence de perturbations affectant l'alimentation du réacteur, il arrive que les granules se désagrègent, ce qui peut conduire à un lessivage complet du réacteur ;
- **entraînement des boues** : les flux ascendants conjoints de biogaz et de liquide entraînent les granules vers la sortie du réacteur, d'où la nécessité d'une bonne architecture intérieure du réacteur et d'un contrôle fin des conditions hydrodynamiques afin de permettre la séparation triphasique et la rétention des granules dans l'enceinte du réacteur ;
- **minéralisation des boues** : en présence de fortes concentrations de certains minéraux, notamment le calcium, une partie des boues granulaires peut tendre à devenir minérale, entraînant des diminutions d'activité spécifique.

#### ■ Réacteurs UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) (figure 3a)

Il s'agit des réacteurs les plus répandus dans le traitement des effluents industriels solubles. L'effluent est réparti de façon homogène en bas du réacteur et traverse un lit de boues granulaires. Dans la partie supérieure du réacteur, une cloche permet de recueillir le biogaz et assure la rétention des granules.

#### ■ Réacteurs à recirculation interne (*IC Reactor*) (figure 3b)

Il s'agit de réacteurs à boues granulaires présentant verticalement plusieurs compartiments. Au fur et à mesure que l'on s'élève dans le réacteur, la concentration en boues se fait plus faible, jusqu'à obtenir un effluent épuré quasi dépourvu de granules en tête de réacteur. Le procédé s'appuie sur l'effet d'entraînement du mélange effluent/boues par le biogaz (*gaz-lift*). En haut du réacteur, les différentes phases sont séparées et l'effluent issu d'un compartiment inférieur est réintroduit dans le compartiment supérieur. Les différents compartiments correspondent aux états de l'effluent après plusieurs séparations.

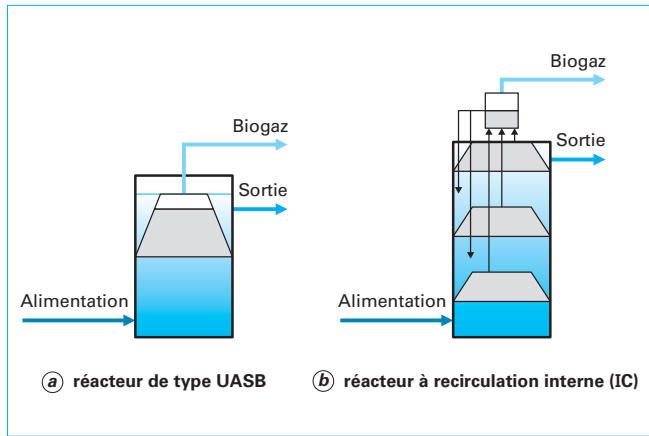


Figure 3 – Réacteurs à boues granulaires

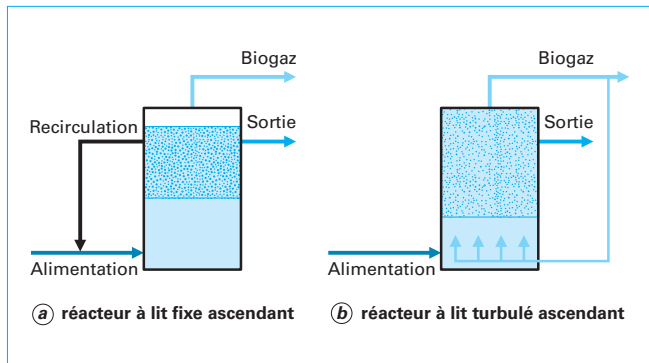


Figure 4 – Réacteurs à supports

### 2.2.3 Réacteurs à supports

L'introduction dans un réacteur anaérobie d'un garnissage fixe ou « vrac » permet l'augmentation des charges volumiques appliquées par amélioration de la rétention de la biomasse. Ce type de système (figure 4) a l'avantage de présenter une grande robustesse par rapport aux perturbations d'alimentation et permet de traiter de fortes charges organiques. Les réacteurs à supports sont, en revanche, à proscrire dans le traitement de la pollution partiellement particulaire (< 70 % de DCO soluble), afin d'éviter les risques de colmatage.

#### ■ Réacteurs à lit fixe (figure 4a)

Dans ce type de réacteur, un support « vrac » ou « orienté » permet la fixation de la biomasse, la plupart du temps par formation d'un biofilm. Une recirculation doit être effectuée afin d'éviter la formation des gradients de température dans le réacteur. Dans le cas des supports vrac, des systèmes d'agitation intermittente peuvent être mis en œuvre afin de prévenir les risques de colmatage.

#### ■ Réacteurs à lit fluidisé ou turbulent (figure 4b)

Ce type de réacteur est caractérisé par la présence d'un support « vrac » qui est agité de façon permanente par une recirculation du liquide (lits fluidisés) ou du biogaz (lits turbulés). Cette agitation permet l'élimination par attrition du biofilm excédentaire formé et limite ainsi les pertes d'activité spécifique liées aux recouvrements successifs des couches de biofilm. La recirculation liquide nécessite d'importantes vitesses ascensionnelles (densité des supports > 1) ou descensionnelles (densité des supports < 1) et implique une forte consommation énergétique. La recompression du biogaz permet la mise en fluidisation par diminution de la pseudo-densité du mélange liquide/gaz en dessous du lit de supports (densité < 1). Elle implique l'utilisation d'un compresseur adapté au biogaz, qui est saturé en eau et est susceptible de contenir du sulfure d'hydrogène H<sub>2</sub>S.

### 2.2.4 Récapitulatif des technologies

Les différentes technologies présentent des avantages et des inconvénients qui déterminent leur application selon le type d'effluent et le contexte. Le tableau 2 est une synthèse des caractéristiques de ces technologies.

Tableau 2 – Récapitulatif des différentes technologies de méthanisation					
Type	Nom	Caractéristiques	Performances (charges applicables)	Avantage principal	Inconvénient principal
<b>Boues libres</b>	Réacteur complètement mélangé et contact anaérobie	Système d'agitation mécanique ou pneumatique	1 à 5 kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)	Simplicité Accepte les MES	Performances très faibles
<b>Boues libres</b>	Lit de boues et lagunes anaérobies	Procédés souvent extensifs	0,5 à 2 kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)	Simplicité Accepte les MES Décanteur intégré	Performances très faibles
<b>Boues granulaires</b>	UASB ( <i>Upflow anaerobic sludge blanket</i> )	Flux ascendant Cloche de séparation	5 à 20 kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)	Décantabilité des boues Performances	Dégranulation Robustesse
<b>Boues granulaires</b>	IC reactor	Empilement de plusieurs compartiments de traitement	15 à 30 kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)	Décantabilité des boues Performances	Dégranulation Robustesse
<b>Biomasse fixée</b>	Lit fixe	Présence de supports vrac ou orientés immobiles	5 à 15 kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)	Simplicité Robustesse	Performances modestes Possibilité de colmatage
<b>Biomasse fixée</b>	Lit fluidisé	Présence de supports vrac mobiles	15 à 30 kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)	Performances	Complexité du procédé Instabilité

## 3. Mise en œuvre industrielle de la méthanisation des effluents

### 3.1 Dimensionnement d'une installation de méthanisation

#### 3.1.1 Choix de la charge appliquée

Il convient avant tout de caractériser la production de l'effluent à traiter par :

- sa concentration moyenne et en pointe en DCO, qu'on utilise préférentiellement à la DBO pour les dimensionnements d'installations anaérobies ;
- ses débits en moyenne et en pointe ;
- sa charge organique en moyenne et en pointe ;
- sa répartition sur une journée, une semaine, une année : un mètre cube de digesteur coûte plus cher qu'un mètre cube de cuve de stockage. Aussi est-il souvent préférable, en termes d'investissements, de niveler au mieux les volumes d'effluents produits ;
- le rendement épuratoire et la qualité de rejet souhaitée en sortie.

Le dimensionnement du volume du réacteur est effectué en divisant la charge organique de pointe de l'effluent (avant méthanisation mais après stockage en tête) par la charge volumique applicable, et en multipliant ce résultat par un coefficient de surdimensionnement :

$$V = \frac{CO_{\text{pointe}}}{C_{\text{va}}} \times s$$

avec $V$	volume du réacteur à dimensionner,
$CO_{\text{pointe}}$	charge organique pointe (kg DCO/j),
$C_{\text{va}}$	charge volumique applicable (kg DCO/(m <sup>3</sup> · j)),
$s$	coefficient de surdimensionnement.

La charge volumique applicable est fonction de nombreux paramètres parmi lesquels :

- les performances de la technologie choisie (cf. tableau 2) ;
- la qualité nécessaire du rejet en sortie : plus la charge organique appliquée est importante, moins le rendement épuratoire est élevé ;
- le régime de température du méthaniseur.

Le coefficient de surdimensionnement est facteur de plusieurs paramètres :

- la robustesse de la technologie choisie : plus la technologie accepte les chocs de charge organique, plus le coefficient est faible ;
- les moyens mis en œuvre pour le suivi du réacteur : un méthaniseur peu suivi ou non automatisé doit impérativement être surdimensionné.

Des moyens existent pour la détermination de la charge organique applicable :

- des études en laboratoire : un réacteur de laboratoire de quelques litres est alimenté avec un effluent. Une montée en charge est réalisée en suivant le rendement épuratoire et une courbe tracée qui représente le rendement épuratoire en fonction de la charge ;
- des études au stade pilote : un réacteur de quelques dizaines ou centaines de litres sur site industriel est alimenté avec un effluent. Une montée en charge est réalisée en suivant le rendement épuratoire avec l'effluent réel et une courbe tracée qui représente le rendement épuratoire en fonction de la charge.

#### 3.1.2 Choix de la température de digestion

La méthanisation peut s'effectuer sur trois gammes de température.

■ **Le régime psychrophile** correspond à des températures comprises entre 10 °C et 25 °C. Il présente l'avantage de limiter ou d'éviter l'implémentation d'un système de maintien de la température potentiellement coûteux. Il est particulièrement adapté dans le cas des procédés extensifs de type lagunage anaérobie. Il peut également être utilisé avec d'autres procédés en prenant garde de diminuer la charge organique appliquée de 50 % tous les 10 °C perdus par rapport au régime mésophile (35 °C). Ainsi, on considère qu'un réacteur fonctionnant à 25 °C pourra tolérer une charge organique appliquée deux fois plus faible qu'un réacteur fonctionnant à 35 °C.

■ **Le régime mésophile** correspond à la gamme de température la plus couramment utilisée, comprise entre 35 °C et 40 °C. Les populations bactériennes correspondantes présentent de très bonnes cinétiques de dégradation et les espèces vivant à ces températures sont nombreuses, impliquant une biodiversité importante et une bonne robustesse de l'écosystème.

■ **Le régime thermophile** correspond à des températures de l'ordre de 55 °C. Ces températures permettent, dans certains cas, de favoriser l'hydrolyse des matières en suspension et apportent une élimination rapide des pathogènes. Le régime thermophile sera ainsi avantageusement utilisé pour les effluents chauds, ou chargés en MES thermolysables, ou nécessitant une hygiénisation.

#### 3.1.3 Complémentation des effluents carencés

Comme pour toute espèce vivante, le métabolisme des bactéries anaérobies nécessite un apport exogène de carbone, d'azote et de phosphore. On considère que le rapport optimal DCO/N/P est de 400/7/1 pour la biomasse anaérobie, avec une tolérance jusqu'à 1 000/7/1. Pour des valeurs supérieures, le ratio carbone/azote/phosphore est déséquilibré et l'effluent est carencé. Un effluent carencé ne permet pas un développement et un renouvellement optimal des espèces dépolluantes. Un effluent durablement carencé se traduit par une instabilité du réacteur et une chute du rendement épuratoire. La complémentation des effluents carencés peut s'effectuer, par exemple, par ajout d'azote sous forme d'urée ou bien de phosphore et d'azote sous forme de phosphate diammonique.

La croissance bactérienne nécessite également la présence de certains oligoéléments, notamment si l'effluent est de nature synthétique. Les principaux éléments traces nécessaires sont : fer, zinc, nickel, cobalt, magnésium, tungstène et sélénium.

#### 3.1.4 Stabilisation du pH

Les réactions de méthanisation tendent à acidifier naturellement le milieu. Cela est dû à la présence d'acides gras volatils (AGV) comme intermédiaires des réactions de fermentation anaérobie. L'accumulation des AGV, pouvant résulter d'une surcharge organique ou d'inhibitions des espèces méthanogènes, peut impliquer l'acidification et l'arrêt du réacteur. Pour éviter cela, les accumulations doivent être évitées et le pH stabilisé. Cela peut être effectué :

- en réduisant la charge organique appliquée ;
- en maintenant un haut niveau d'alcalinité dans le réacteur. En

effet, la présence des espèces  $\text{HCO}_3^-/\text{CO}_3^{2-}$  dans le milieu réactionnel augmente sa capacité tampon. Elle permet la stabilisation du pH et le maintien des AGV sous forme ionique (acétate, propionate, butyrate, etc.) assimilable par les espèces méthanogènes. Le maintien de l'alcalinité est réalisé naturellement si l'effluent possède un TAC (titre alcalimétrique complet) suffisant ou, artificiellement, par ajout de carbonates dans le réacteur. Dans ce dernier

cas, il est important d'éviter la formation de précipités liés à l'ajout de cations dans le réacteur (exemple :  $\text{Ca}^{2+}$  pour  $\text{CaCO}_3$ ) ;

– en corrigeant artificiellement le pH dans le réacteur par ajout d'une base forte concentrée, de type lessive de soude, lorsque le pH descend en deçà d'une valeur critique (exemple : pH inférieur à 6,5). Le volume journalier de soude à ajouter peut être déterminé de façon expérimentale sur pilote ou réacteur de laboratoire, ou en extrapolant les résultats d'installations traitant le même type d'effluent à la même charge.

### 3.1.5 Production de boues

La production de boues des réacteurs anaérobies est faible par rapport à celle des réacteurs aérobies, étant donné les vitesses de croissance relativement lentes des espèces concernées. On considère généralement que la masse de boues en excès correspond à 40 à 50 grammes de MES par kilogramme de DCO abatue. En régime stationnaire, les boues en excès peuvent soit décanter à l'intérieur du réacteur (réacteurs à boues granulaires, lit de boues, etc.), soit sortir en partie conjointement à l'effluent soutiré.

## 3.2 Contrôle automatique d'une installation de méthanisation

La mise en place d'un système de contrôle automatique de l'installation s'avère utile pour réduire les temps d'exploitation et diminuer les risques d'erreurs liés au pilotage manuel des digesteurs. De manière pratique, le contrôle peut être effectué par un automate programmable industriel qui mesure les états successifs du digesteur et ajuste en conséquence les leviers de conduite de l'installation.

L'état du digesteur peut être caractérisé par certaines mesures simples :

- le pH doit être stable. S'il diminue, il y a risque d'acidification, ce qui caractérise une surcharge du réacteur ;
- le débit d'alimentation indique la charge organique appliquée si la concentration en DCO est stable ;
- le débit de biogaz doit être cohérent avec la charge organique appliquée ;
- la température conditionne la cinétique des réactions.

D'autres capteurs plus complexes peuvent être ajoutés pour caractériser plus finement l'état du digesteur et augmenter le nombre des observables : sonde de mesure de la pression partielle d'hydrogène, mesures en ligne des AGV, de la DCO, des COT, analyseur de biogaz.

En fonction de l'état déterminé, les principaux leviers sont :

- l'augmentation ou la diminution du débit de la pompe d'alimentation (charge appliquée) ;
- l'ajout de soude ;
- l'ajout de nutriments (pour les effluents carencés) ;
- le contrôle de la température.

La conduite du système peut également être optimisée par certains logiciels spéciaux permettant notamment :

- l'ajustement de la production de biogaz à la demande ;
- l'optimisation de la charge organique appliquée ;
- la réduction de consommation des réactifs (soude, nutriments).

**Tableau 3 – Composition moyenne du biogaz**

Nature du gaz	Proportion (%)
Méthane ( $\text{CH}_4$ )	50 à 80
Dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ )	20 à 40
Dihydrogène ( $\text{H}_2$ )	1 à 3
Diazote ( $\text{N}_2$ )	0,5 à 2
Sulfure d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{S}$ )	0 à 0,5

## 3.3 Production et valorisation du biogaz

### 3.3.1 Potentiel méthane

Le potentiel méthane est le volume de méthane produit lors de la dégradation d'un substrat, rapporté à la quantité de substrat initialement introduit, exprimé dans les conditions normales de température et de pression (CNTP : 0 °C, 1 013 hPa). La mesure du potentiel méthane permet de connaître la quantité maximale de méthane, donc d'énergie, susceptible d'être obtenue par la dégradation de l'équivalent d'un gramme de DCO d'un substrat donné. Le principe repose sur le protocole standardisé dans la norme ISO 11734. La méthode est basée sur la mesure de la production de méthane par un réacteur fermé dans lequel sont mises en contact une quantité connue de l'échantillon à tester et une quantité connue de micro-organismes anaérobies dans des conditions physico-chimiques favorables pour la dégradation dudit échantillon.

### 3.3.2 Propriétés du biogaz

Le biogaz est principalement constitué de méthane combustible et de gaz carbonique inerte. D'autres gaz peuvent venir s'ajouter de façon minoritaire dans la composition du biogaz :  $\text{H}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ . La teneur de ces gaz dépend étroitement du substrat à méthaniser (tableau 3).

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète de l'unité de quantité de combustible. Le PCI est le pouvoir calorifique inférieur lorsque l'eau produite par cette combustion reste à l'état de vapeur. Le PCI du biogaz dépend de sa composition en méthane (*PCI du méthane à 15 °C à pression atmosphérique : 9,42 kWh/m<sup>3</sup>*).

**Exemple** : calcul du PCI du biogaz en fonction de la teneur en méthane (70 %) :

$$9,42 \times 0,7 = 6,59 \text{ kWh/m}^3$$

### 3.3.3 Valorisation du biogaz

Le biogaz peut être utilisé selon plusieurs modes de valorisation. On distingue quatre types de filières :

- thermique en chaudière ;
- électrique et thermique par turbine à vapeur ou moteur de cogénération ;
- biocarburant ;
- injection dans le réseau de distribution de gaz.



La saturation en eau du biogaz ainsi que la présence de CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub>S éventuel sont susceptibles de rendre le biogaz très corrosif. Le transport du biogaz s'effectue généralement par des canalisations en polyéthylène haute densité ou en acier inoxydable 316. En amont de sa valorisation, le biogaz doit *a minima* inclure une étape de condensation de la vapeur d'eau. La désulfatation du biogaz par ajout d'oxygène ou passage sur limaille de fer est également une étape courante d'épuration. Pour des valorisations plus poussées, de type biocarburant ou injection dans un réseau de distribution du gaz, une épuration plus importante est nécessaire afin de rendre la composition du biogaz proche de celle du gaz naturel.

■ La chaleur de combustion du biogaz peut servir pour la production d'eau chaude, de vapeur à moyenne ou haute pression, ou bien dans des fours de procédés. La pression nécessaire pour l'alimentation des appareils au gaz est généralement faible : 20 à 100 mbar. D'une manière générale, les **valorisations thermiques** nécessitent des débouchés de proximité : il peut s'agir de consommateurs externes au site de production (industries, réseau de chaleur...) ou d'usages internes. Sur les stations d'épuration, une partie du biogaz produit est ainsi en général utilisé pour maintenir le digesteur à la température de fermentation (37 ou 55 °C). Cette consommation interne du procédé représente environ 15 à 30 % de la production.

■ Le biogaz peut alimenter un **moteur à gaz (ou une turbine)**, qui produit de l'électricité. Lorsque l'électricité est produite seule, celle-ci est le plus souvent exportée *via* le réseau public. La cogénération produit de l'électricité et de la chaleur. La chaleur peut être utilisée pour le chauffage des digesteurs et le reste peut servir à tout autre usage : séchage du digestat, séchage de foin, production d'eau chaude, alimentation d'un chauffage domestique...

Dans le cas de la solution « moteur à biogaz », une désulfuration et une déshydratation seront en principe nécessaires, dont les performances dépendront des spécifications des motoristes.

Dans le cas de la solution turbine à vapeur, on peut se contenter d'un traitement par simple filtre dévésiculateur à l'entrée du surpresseur, de façon à enlever les particules solides ou liquides en suspension dans le biogaz. La chaudière sera munie de tubes de fumée dont le matériau pourra résister aux fumées de biogaz, éventuellement à forte teneur en dioxyde de soufre, chlorures ou fluorures.

■ Assez répandue en Suède, la valorisation du biogaz sous forme de **carburant automobile** ne fait l'objet en France que de quelques installations pilotes en cours d'optimisation : Lille, Sonzay (près de Tours), Chambéry. Elle est destinée, pour l'instant, à l'alimentation des flottes captives de véhicules des collectivités locales : collecte des ordures ménagères, transport en commun ; son intérêt est à la fois économique et environnemental, compte tenu de la qualité des rejets des moteurs à gaz.

■ Lorsqu'une unité de méthanisation se trouve à proximité d'une canalisation de gaz naturel, **l'injection du biogaz dans le réseau** serait envisageable, moyennant un certain nombre de traitements physico-chimiques. La composition finale du biogaz injectable ainsi que sa pression dépendent des spécifications imposées par le gestionnaire du réseau. Ces dernières portent principalement sur les teneurs en méthane, en gaz carbonique, en sulfure d'hydrogène et en oxygène, avec des contraintes supplémentaires sur la teneur en

composés organohalogénés. Le gaz injecté doit, en outre, être odorisé avant l'injection.

Comme la transformation en carburant, l'injection dans le réseau présente l'avantage d'être une valorisation totale, qui n'est affectée par aucun rendement de combustion. La chaîne de préparation et les canalisations de raccordement représentent néanmoins un investissement très lourd et il est admis que l'opération ne peut trouver de rentabilité qu'à partir d'un débit de biogaz brut d'environ 1 000 m<sup>3</sup>/h. À l'étranger, l'injection dans le réseau est courante dans certains pays comme le Danemark, les Pays-Bas et la Nouvelle-Zélande. On cite souvent l'exemple de la décharge de Tilburg, aux Pays-Bas, qui injecte 1 000 m<sup>3</sup>/h de biogaz dans le réseau de gaz de la ville.

### 3.4 Coût d'investissement et de fonctionnement

Le coût d'investissement pour une solution de traitement des effluents par méthanisation dépend :

- des contraintes sur les valeurs de rejets de l'effluent traité (convention de rejet, milieu naturel) ;
- de la nature des effluents ;
- de la quantité de DCO à traiter ;
- de la technologie utilisée ;
- du contexte géographique et industriel.

Les investissements dans une installation de méthanisation des effluents se composent généralement des postes suivants : cuverie, tuyauterie, pompes et compresseurs, installations électriques et automatismes, valorisation du biogaz, génie civil, ingénierie et études.

L'exploitation d'une installation de méthanisation génère les postes de coûts suivants : réactifs (soude, nutriments), consommation électrique, remplacement des équipements d'usure, filière boues, maintenance des équipements de valorisation du biogaz, temps de suivi.

Les ordres de grandeur de coûts communément admis sont les suivants :

- de 1 000 à 5 000 € de coûts d'investissement par tonne de DCO annuellement rejetée ;
- de 200 à 1 000 € de coûts d'exploitation par tonne de DCO annuellement rejetée.

Les revenus d'exploitation potentiels sont liés à la valorisation du biogaz produit par l'installation.

#### Exemple d'une première estimation de ces revenus :

En utilisant les ordres de grandeur suivants :

- 0,35 Nm<sup>3</sup> de méthane par kilogramme de DCO traitée par l'installation ;
- 10,2 kWh d'énergie gaz par Nm<sup>3</sup> de méthane obtenu ;
- pour chaque kWh d'énergie gaz obtenu, on compte 0,35 kWh électrique et 0,5 kWh thermique ;
- on peut ainsi calculer le nombre de mégawattheures électriques et thermiques annuellement obtenus et, pour estimer les revenus d'exploitation, on compte de 90 à 140 €/MWh électrique obtenu (tarif juillet 2006) et on valorise l'énergie thermique issue du biogaz au coût du combustible auquel elle se substitue.

## 4. Exemples industriels

### 4.1 Digesteur à lit fixe

La société Naskeo Environnement a réalisé la station de traitement des effluents de la société NP PHARM. NP PHARM est spécialisée dans la production de formes sèches en microgranules, utilisées comme excipient par l'industrie pharmaceutique. Les microgranules sont produites à partir de sucre, de sirop de saccharose et d'amidon de maïs. Le nettoyage des machines et des sols du site NP PHARM génère un effluent chargé en matière organique sous forme soluble et en suspension. Le réacteur de méthanisation permet la dépollution de cet effluent.

■ **Schéma de l'installation :** il est donné figure 5

■ **Performances :**

- débit moyen de l'effluent : 3,5 m<sup>3</sup>/j ;
- charge de la DCO entrée : 50 kg/m<sup>3</sup> soit entre 100 et 250 kg DCO/j ;
- charge volumique appliquée (DCO/(m<sup>3</sup> · j)) : 6 kg O<sub>2</sub>/(m<sup>3</sup> · j) ;
- réduction de la DCO > 90 %.

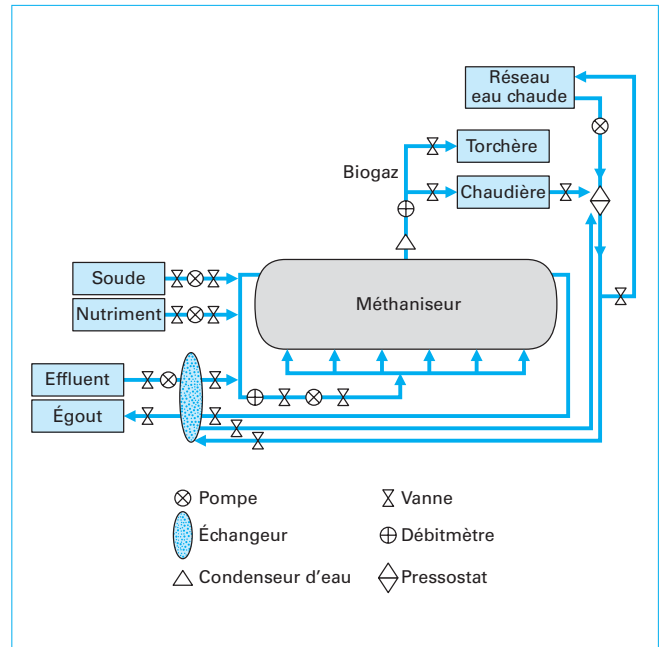


Figure 5 – Digesteur à lit fixe

### 4.2 Digesteur infiniment mélangé

Les abattoirs GAD installés à Lampaul Guimiliau (Finistère) sont équipés d'une unité de méthanisation. Les déchets traités sont issus de l'épuration des effluents de l'usine :

- refus de tamisage : 1 000 t/an ;
- boues physico-chimiques : 13 000 t/an ;
- boues biologiques : 3 000 t/an ;
- graisses : 400 t/an.

■ **Schéma de l'installation :** il est donné figure 6

■ **Performances :**

- débit moyen de l'effluent : 60 t/j ;
- charge de la DCO entrée : 115 kg/m<sup>3</sup> soit en moyenne 6 900 kg DCO/j (entre 10 et 15 % de matière sèche) ;
- réduction de la DCO : 50 à 60 % ;
- réduction de la matière sèche : 40 à 50 %.

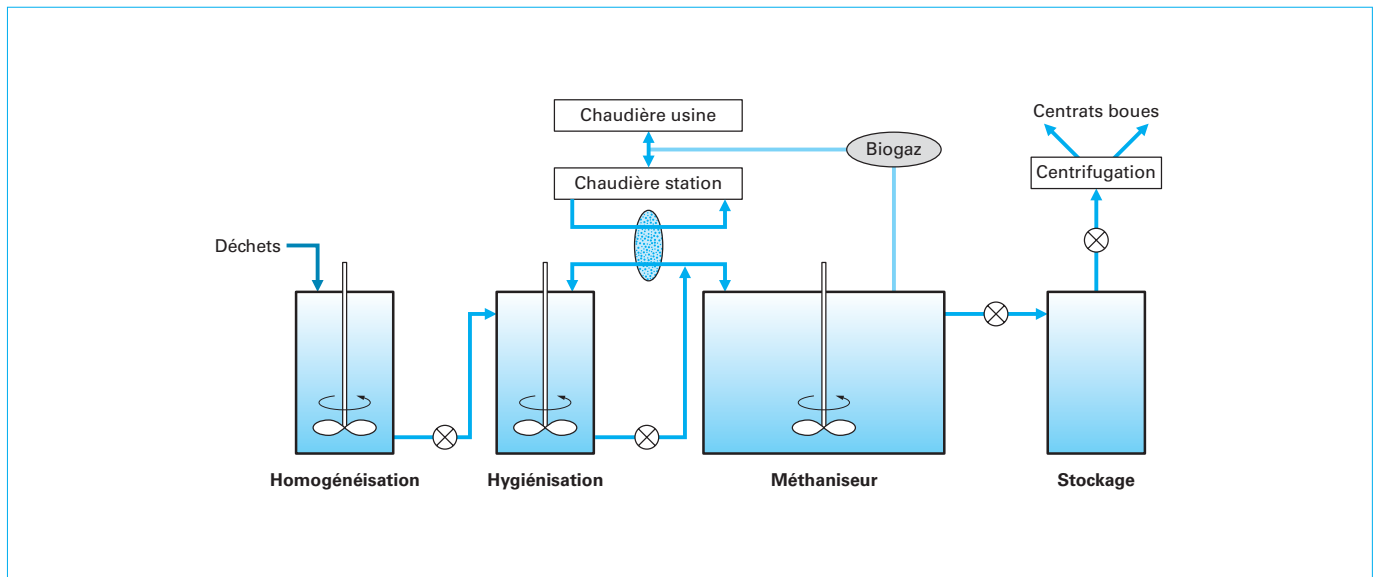


Figure 6 – Digesteur infiniment mélangé

### 4.3 UASB

La cave du Gers dont la production annuelle est de 100 000 hL (Château de Tariquet) est équipée d'un digesteur fonctionnant en UASB. Le post-traitement aérobie a été installé pour obtenir des valeurs de rejet en milieu naturel.

#### ■ Schéma de l'installation : il est donné figure 7

#### ■ Performances :

- débit moyen de l'effluent :  $95 \text{ m}^3/\text{j}$  ;
- charge de la DCO entrée :  $22 \text{ kg}/\text{m}^3$  soit en moyenne  $2\,090 \text{ kg DCO}/\text{j}$  ;
- réduction de la DCO > 90 %.

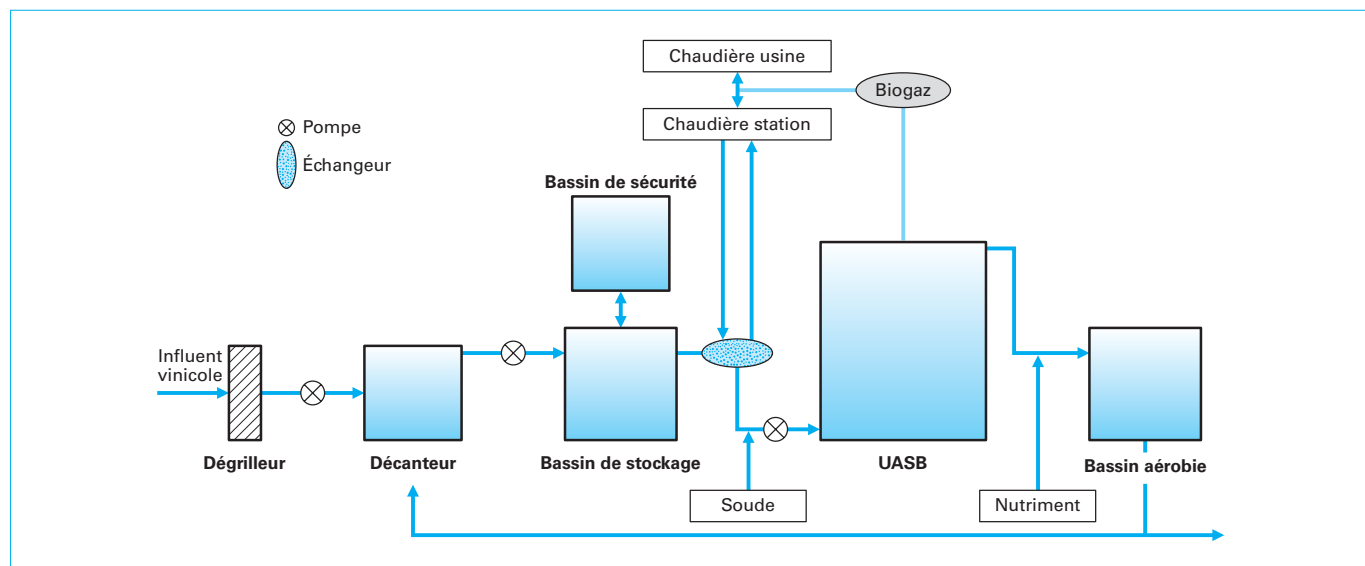


Figure 7 – UASB : schéma de la station d'épuration du château de Tariquet