

EW8301

## LA MÉTHANISATION DES LISIERS DE PORCS

*B. de La FARGE* (1), *Michèle HEDUIT* (2), *P. BRONDEAU* (3),  
*J.P. MONGIN* (4), *Dominique SAUGERE* (4), *Lise CAMBUS* (4)

(1) *Institut Technique du Porc – 34, Boulevard de la Gare – 31500 TOULOUSE*

(2) *Groupe Interinstitut des Déjections Animales – M.N.E. – 149, Rue de Bercy – 75595 PARIS Cédex 12*

(3) *L'Air Liquide – 57, Avenue Carnot – 94500 CHAMPIGNY/MARNE*

(4) *Institut Technique du Porc – Station Expérimentale – Les Cabrières – 12200 VILLEFRANCHE DE ROUERGUE*

La fermentation anaérobie des déchets (agricoles, industriels et municipaux) présente un intérêt tant énergétique que de protection pour l'environnement puisqu'elle combine une stabilisation des effluents à une production d'énergie et à l'utilisation possible des substrats méthanisés comme fertilisants ou amendements organiques.

La fermentation méthanique, si elle est connue depuis fort longtemps (XIV<sup>ème</sup> siècle) a surtout été appliquée comme moyen de décontamination et stabilisation des boues résiduelles (DAVY, 1814 ; CAMERON, 1895 ; IMOFF, 1920).

La méthanisation des déchets agricoles solides, tels que les fumiers a été développée pendant la deuxième guerre mondiale avec, en France 1500 digesteurs conçus selon les principes des professeurs DUCÉLLIER et ISMAN. Devant l'abondance des énergies fossiles à bon marché, l'exploitation de ces digesteurs a été abandonnée. Il faut attendre le choc pétrolier de 1974 pour que renaisse l'intérêt pour les systèmes permettant la production d'énergie à partir de déchets agricoles.

Ces déchets, essentiellement déjections animales, se présentent sous une forme liquide et ne peuvent pas être traités selon les procédés discontinus mis au point pour les fumiers.

On constate donc, dans un premier temps, la transposition des techniques de méthanisation des boues urbaines : procédé conventionnel dit « infiniment mélangé ».

### I. UNE EXPÉRIENCE SUR UN DIGESTEUR INFINIMENT MÉLANGÉ

#### QUELQUES RAPPELS

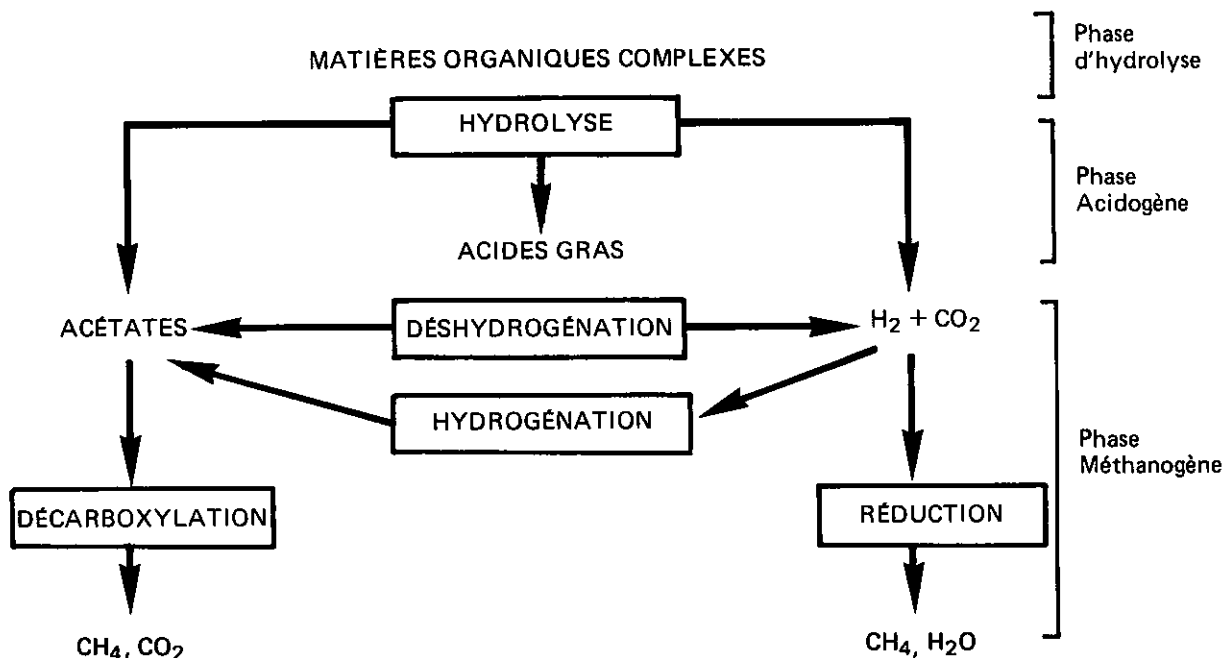
La fermentation méthanique, qui se produit naturellement dans les zones anaérobies (marais, sédiments marins...), décompose la matière organique et produit un biogaz composite, saturé d'eau, dans lequel se trouvent en proportions variables CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, NH<sub>3</sub> et H<sub>2</sub>S.

BRYANT, en 1977 (voir figure 1), montre qu'il y a trois phases distinctes au cours du processus de méthanisation :

- une phase d'hydrolyse,
- une phase d'acidogenèse,
- une phase de méthanogenèse,

mettant en jeu trois populations bactériennes distinctes, mais agissant entre elles en symbiose étroite.

**GRAPHIQUE 1**  
ÉTAPES DE DÉGRADATION DE LA MATIÈRE ORGANIQUE – BRYANT 1977



Au cours de la phase d'hydrolyse, la matière organique est transformée en composés simples : oses, osides, acides gras et alcools. La vitesse de cette réaction est lente. Dans le cas des matières organiques complexes (cellulose, hémicellulose...), elle devient l'étape limitante. Cette phase d'hydrolyse est accélérée lorsqu'elle se déroule en milieu aérobie (principe DUCCELLIER-ISMAN). Elle est alors exothermique et libère des calories.

Les bactéries acidogènes transforment les matières organiques simples en acides gras et en acétates, précurseurs privilégiés du méthane.

La phase de méthanisation ne peut se dérouler que si la phase acétogène, sous étape de l'acidogenèse, a pu se faire car les méthanogènes utilisent les métabolites de l'étape précédente, comme substrat.

De fait, certains chercheurs proposent de séparer chaque étape de la digestion afin d'optimiser chacune d'entre elles.

L'activité des micro-organismes méthanogènes est optimale à trois températures :  $35\text{ °C} \pm 2\text{ °C}$  pour les bactéries mésophiles,  $15\text{ °C} \pm 2\text{ °C}$  pour les bactéries psychrophiles,  $55\text{ °C} \pm 2\text{ °C}$  pour les bactéries thermophiles.

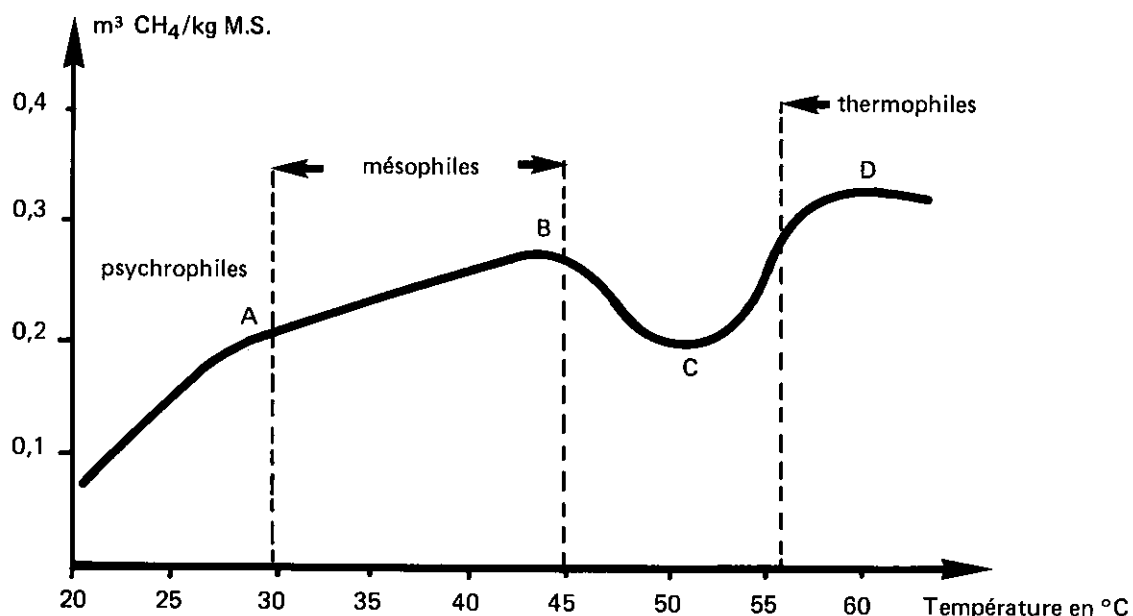
La vitesse de production de méthane augmente avec les températures (Graphique 2) sauf pour une plage comprise entre  $42\text{ °C}$  et  $49\text{ °C}$  pour laquelle un effet dépressif est enregistré.

La méthanisation mésophile est la plus couramment adoptée pour les effluents agricoles. Cette température constitue un bon compromis entre l'énergie nécessaire au réchauffement de l'influent introduit et le temps de séjour nécessaire (10 à 15 jours) pour produire une quantité de biogaz suffisante et atteindre une diminution de la charge polluante satisfaisante. Les avis

concernant la thermophilie sont partagés : HASHIMOTO (1979) considère qu'elle est supérieure à la mésophilie pour les lisiers de bovins, VAN VELSEN (1979) la considère trop délicate à conduire et trop sensible à l'ammoniac pour l'appliquer aux effluents d'élevage. La fermentation psychrophile nécessite un investissement et un coût de fonctionnement réduits, mais le long temps de séjour qu'elle demande (40 à 50 jours à 20 °C) ne la rend pas compétitive lorsque la production d'énergie est privilégiée par rapport à la stabilisation du substrat.

GRAPHIQUE 2

COURBE CARACTÉRISTIQUE DE PRODUCTION DE GAZ EN FONCTION DE LA TEMPÉRATURE



C'est pourquoi nous avons opté pour une fermentation mésophile en infiniment mélangé. Aidés des propositions de BABITT et BAUMANN (1958) et de GOSH et POHLAN (1974), de nos expériences sur la préfermentation aérobie des fumiers et des résultats sur la désodorisation aérobie des lisiers, nous avons pensé voir l'incidence d'un préfermenteur aérobie sur la méthanisation.

## DESCRIPTION DE L'EXPÉRIMENTATION

### 1. Le Digesteur

Réalisé par L'Air Liquide, le digesteur proprement dit a une capacité de 20 m<sup>3</sup> globaux dont 19 utiles.

Le lisier, avant son introduction, passe dans un préfermenteur de 5 m<sup>3</sup> dans lequel un compresseur insuffle de l'air à raison de 0,03 volume d'air par volume de liquide et par minute.

Les liquides sont brassés par séquence par des pompes de circulation afin d'éviter le croûtage et de limiter le dépôt.

L'introduction de lisier frais est effectuée en une fois dans le prédigesteur, l'alimentation du digesteur étant assurée à partir d'un volume identique de lisier aéré. Le maintien en température est assuré :

— d'une part, par un échangeur de chaleur permettant le réchauffement du lisier frais de 12 °C,

- d'autre part, par des résistances électriques placées sur les circuits de recyclage et asservies à un thermostat. La sonde placée à l'intérieur du digesteur maintient une température de  $35\text{ °C} \pm 1\text{ °C}$ .

## 2. Les méthodes d'analyse

Un échantillon de lisier brut, de lisier préfermenté et de lisier digéré est prélevé deux fois par semaine. Sur ces échantillons sont déterminés les paramètres suivants exprimés en mg/l ou en g/l.

- **M.S.T. ou Matières Sèches Totales** : elles correspondent au poids du résidu sec d'un volume d'effluent donné après évaporation à  $105\text{ °C}$ .
- **M. Org. ou Matières Organiques** (équivalentes à M.V.T. ou Matières Volatiles Totales) : elles correspondent à la perte au feu du résidu sec maintenu 24 heures à  $525\text{ °C}$ .
- **M.E.S. ou Matières En Suspension** : les matières en suspension sont séparées par centrifugation puis séchées à  $105\text{ °C}$  jusqu'à poids constant.
- **N Kj ou Azote Kjeldhal** : après minéralisation à l'acide sulfurique pur et en présence d'un catalyseur, les composés azotés sont minéralisés en sulfate d'ammonium. L'ammoniac déplacé par de la soude est entraîné à la vapeur et dosé par de l'acide sulfurique. Cette méthode donne l'azote organique et l'azote ammoniacal.
- **$\text{N}_{\text{NH}_4^+}$  ou Azote Ammoniacal** : à pH 7,4 et à ébullition, l'ammoniac est entraîné par la vapeur d'eau recueillie dans un tampon borique et dosé par de l'acide sulfurique.
- **DCO ou Demande Chimique en Oxygène** : c'est la quantité d'oxygène consommée par les matières oxydables contenues dans un litre d'échantillon. La méthode utilisée est celle de la norme AFNOR NFT 90-101 : l'oxydation est assurée par un excès de bichromate de potassium en milieu acide et à ébullition. L'excès de bichromate est dosé par une solution titrée de sulfate de fer et d'ammonium.
- **$\text{DBO}_5$  ou Demande Biochimique en Oxygène\*** : c'est la quantité d'oxygène consommée en cinq jours d'incubation à  $20\text{ °C}$  et à l'obscurité, par les matières organiques bio-dégradables d'une solution diluée par une eau d'ensemencement saturée en oxygène. Le dosage de l'oxygène résiduel doit faire apparaître une consommation de 40 à 60 % de la teneur initiale.
- **Les Acides Gras Volatils** : ils sont dosés par chromatographie en phase gazeuse.

## 3. Le Substrat

Le lisier utilisé pour l'expérimentation provient de porcs à l'engrais nourris au lactosérum (12 l/porc/jour + 2 kg d'aliment/porc/jour) et mélangé à du lisier d'animaux recevant une alimentation farine. La dilution est de 2/3 de lisier « sérum » pour 1/3 de lisier « farine ». Obtenue à partir de 50 échantillons moyens, la composition physico-chimique des lisiers bruts est la suivante :

\* Nous continuons à procéder à cette détermination, puisqu'elle est toujours en vigueur sur le plan réglementaire. Cependant, la méthode de dilution, appliquée aux lisiers, induit de telles erreurs que nous n'accordons qu'un faible intérêt aux résultats obtenus.

<u>Paramètres</u>	<u>Concentrations en g/l</u>
M.S.T.	50,9
M.E.S.	39,7
M. Org.	36,3
N Kj.	4,7
N <sub>NH4+</sub>	2,2
DCO	47,3
DBO <sub>5</sub>	19,6
Ac. Acétique	4,28
Ac. Propionique	1,86
Ac. Butyrique	2,54
Ac. Valérique	0,37

## RÉSULTATS

### 1. Paramètres de fermentation

Au cours de cet essai, le temps de séjour a été fixé à 10 jours de rétention hydraulique dans le digesteur et à 2 jours dans le préfermenteur. Le taux d'aération est maintenu à 0,03 VVM. L'alimentation est en moyenne de 2 m<sup>3</sup> par jour et est assurée les 7 jours de la semaine. Elle se fait en une fois, des essais comparatifs ayant montré que le fractionnement de l'apport journalier n'améliorait pas la production. La charge volumique appliquée est assez faible :

$$3,9 \text{ kg DCO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{j}^{-1}$$

### 2. Effet de la préfermentation

La montée en température observée dans les traitements aérobies à forte charge (insufflation d'air en stabilisation LICOM par exemple) n'a pas été constatée. La cause essentielle est que le lisier est introduit à une température déjà élevée 22 °C en période hivernale 30 °C en période chaude.

Par contre, la micro-aération favorise l'acidogénèse (11,5 g/l d'acides) en privilégiant la formation d'acide acétique (9,5 g/l).

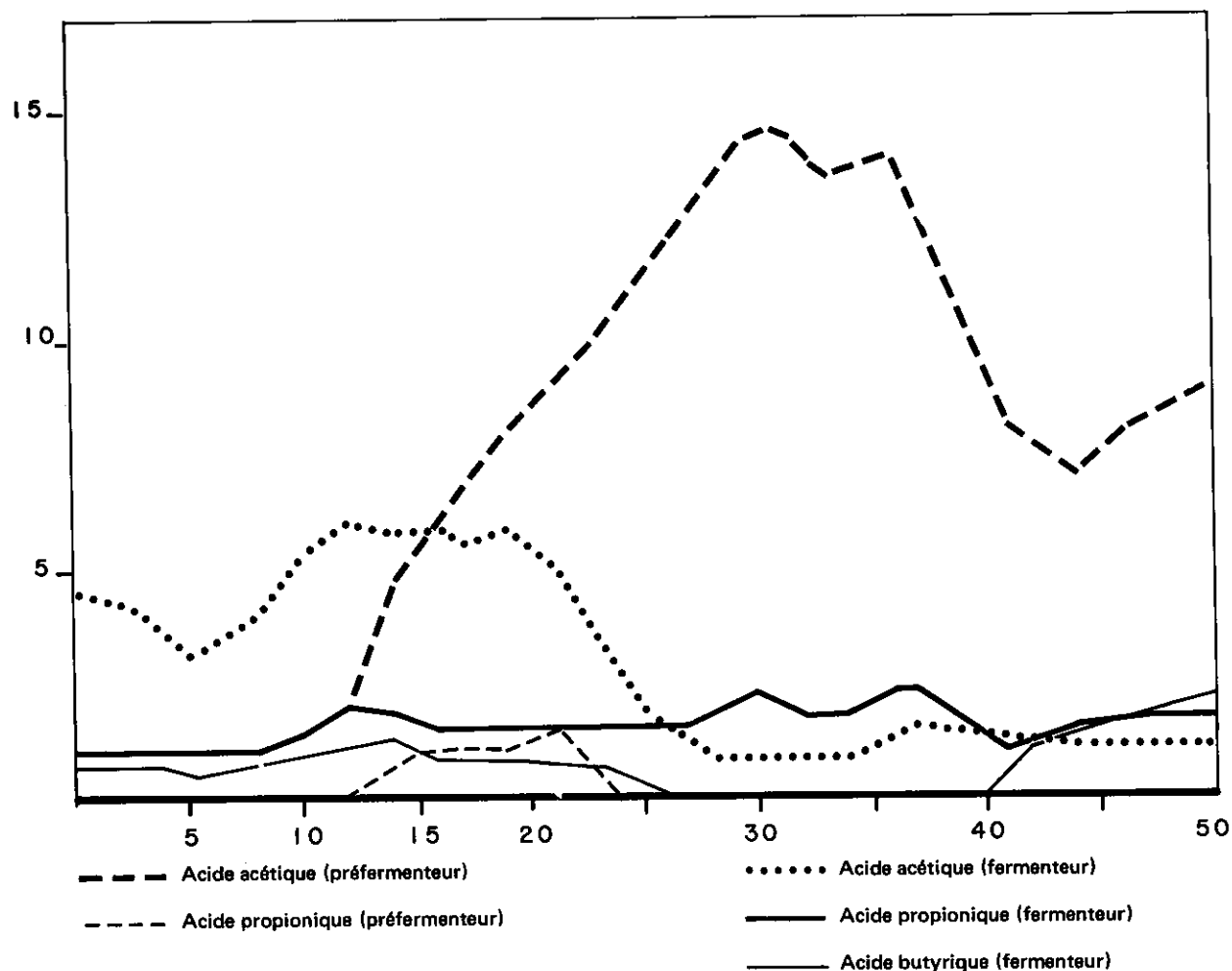
Les concentrations en acides propionique et butyrique, plus faibles que dans le lisier brut montrent une orientation préférentielle de leur transformation en acétate (graphique 3).

Cette méthode paraît donc intéressante pour réaliser une acidogénèse sans régulation de pH.

A deux jours de rétention hydraulique dans le préfermenteur, le lisier subit une légère évolution caractérisée par une très faible variation de la DCO, si on la compare à la perte en matière sèche et en matière organique.

	<b>Lisier brut</b>	<b>Lisier préfermenté</b>	<b>Variation en %</b>
M.S.T. ....	50,9	41,5	- 18 %
M. Org. ....	36,3	27,8	- 23 %
M.E.S. ....	39,7	28,4	- 28 %
N Kj. ....	4,7	4,4	/
N <sub>NH4+</sub> ....	2,2	2,8	/
DCO ....	47,3	43,0	- 9 %
DBO <sub>5</sub> ....	19,6	13,1	- 33 %
Ac. Acétique ....	4,3	8,0	+ 50 %
Ac. Propionique ....	1,9	1,7	/
Ac. Butyrique ....	2,5	0,1	- 96 %
Ac. Valérique ....	0,4	0,3	/

**GRAPHIQUE 3**  
**PRODUCTION D'ACIDE GRAS = F (TEMPS)**  
**PRÉFERMENTATION MICROAÉROBIE SUIVIE D'UNE FERMENTATION ANAÉROBIE**



L'évolution des formes azotées, avec un léger enrichissement en ammoniac au détriment de l'azote organique, est comparable à celle observée en désodorisation aérobie. Il faut cependant regarder ces résultats avec circonspection compte tenu des faibles variations : 0,3 et 0,6 g/l qui proviennent d'une moyenne et que les erreurs relatives de l'échantillonnage et de l'analyse peuvent couvrir.

Les variations des concentrations en acide acétique et en acide butyrique sont très significatives.

### 3. Effet de la méthanisation

Après digestion, l'effluent présente une couleur sombre et une odeur d'égout, labile et de faible intensité.

La concentration en acide acétique diminue au fur et à mesure de la production de biogaz. L'acide propionique présent pendant le régime transitoire (2 g/l) ne disparaît totalement que lorsque le régime permanent est atteint, soit environ 6 fois le temps de séjour.

Les caractéristiques de l'effluent sont les suivantes :

	Effluent en g/l	Variation % par rapport	
		au lisier brut	au lisier préfermenté
M.S.T. ....	32,1	- 37	- 23
M. Org. ....	19,2	- 47	- 31
M.E.S. ....	22,9	- 42	- 20
N Kj. ....	4,4	/	/
N <sub>NH4</sub> <sup>+</sup> ....	2,9	/	/
DCO ....	26,1	- 45	- 39
DBO <sub>5</sub> ....	7,5	- 62	- 43
Ac. acétique ....	0,2 - 0,4	/	/
Ac. propionique ....	/	/	/
Ac. butyrique ....	/	/	/
Ac. valérique ....	/	/	/

Les acides ont pratiquement tous disparus en fin de fermentation. Le rapport N<sub>NH4</sub><sup>+</sup>/N Kj se stabilise autour de 68 % (66-71 %) pour le lisier digéré. Ce rapport est classiquement obtenu après plusieurs jours de stockage traditionnel. La charge polluante est diminuée de 45 % pour la DCO et de 62 % pour la DBO<sub>5</sub>, performances insuffisantes pour une épuration en vue d'un rejet en rivière. Par contre, la désodorisation du lisier est comparable aux résultats obtenus par aération.

Le volume d'effluent évacué quotidiennement est équivalent au volume de lisier brut introduit.

#### 4. La production de gaz

La production de gaz, même pendant le régime stationnaire présente une instabilité avec des fluctuations entre deux jours consécutifs de  $\pm 15$  % par rapport à la production moyenne enregistrée de 24 m<sup>3</sup>/jour.

Cette production rapportée au volume de cuverie globale donne une productivité de 1,2 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>/jour, caractéristique classiquement admise pour un digesteur infiniment mélangé.

Le biogaz produit contient entre 71 % et 78 % de méthane, ce qui correspond à un P.C.I. (Poids Calorifique Inférieur) de 6 thermies/m<sup>3</sup>. La production rapportée à la matière sèche et à la DCO introduites – respectivement de 237 l/kg et de 254 l/kg – est comparable aux résultats obtenus avec le même substrat sur des digesteurs mono-étagés.

La présence du préfermenteur ne pénalise par la méthanogénèse et n'abaisse pas le potentiel méthanigène du substrat malgré les pertes en matière sèche et matière organique.

#### 5. Le Bilan Thermique

Pour les performances suivantes :

- Productivité (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> . jour) ..... 1,2
- Litres de biogaz/kg M.S. introduite .... 237
- Litres de biogaz/kg DCO introduite .... 254
- Litres de méthane/kg M.S. dégradée .... 479
- Litres de méthane/kg DCO dégradée ... 424

Cette dernière valeur, légèrement supérieure à la production théorique à partir d'acétate seulement (370 l méthane/kg) montre que la formation de méthane ne se fait pas uniquement à partir de l'acide acétique.

La production d'énergie nette utilisable (autoconsommation énergétique du digesteur déduite de l'énergie produite) a été l'équivalent de 114 kWh par jour, soit un « rendement » de 64 %.

La faible dépense énergétique due au maintien en température (6 % de l'énergie produite) montre l'intérêt d'avoir un échangeur performant et une très bonne isolation.

Énergie consommée par jour		Énergie produite par jour
Pompes	40,88 kWh	178,70 kWh (equ.)
Réchauffeur	10,08 kWh	
Compresseur	13,25 kWh	
Solde	114,53 kWh	
TOTAL	178,70 kWh	178,70 kWh

Bien que satisfaisantes pour un procédé en infiniment mélangé, les performances enregistrées nous ont paru moins intéressantes que celles obtenues en pilote de laboratoire sur un procédé à cellules fixées.

Celles-ci nous ont incités à vérifier en pilote semi-industriel les résultats observés.

## II. LE FILTRE ANAÉROBIE A CELLULES FIXÉES

L'un des inconvénients majeurs du procédé Infiniment Mélangé peut être une perte incontrôlée de la flore anaérobie active. Pour y remédier, des procédés tels que le procédé « contact » permettent d'augmenter la durée d'activité de ces bactéries à l'intérieur du digesteur et donc d'accélérer la vitesse de la fermentation. Les installations s'en trouvent donc de taille plus réduite, ce qui est aussi un premier pas vers une réduction des coûts de l'installation.

Les « réacteurs » de deuxième génération, basés sur la propriété des bactéries méthanogènes à se fixer sur des surfaces solides et sur la volonté de les retenir à l'intérieur du digesteur pendant toute la durée de leur activité limitent ces risques de lessivage.

Quatre techniques répondent à ces deux critères :

— **Le Réacteur UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)** : les bactéries se fixent l'une à l'autre ou à des particules de matières en suspension pour former des agglomérats ou des granuloïdes retenus à l'intérieur du digesteur par un système mécanique de séparation des phases gazeuses et liquides.

— **Le Filtre Anaérobie à cellules fixées « Upflow »** — (à flux ascendant)

Les bactéries s'attachent à des supports inertes de grande surface spécifique ( $\simeq 100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ) et se réunissent en granuloïdes dans les espaces interstitiels.



— **Le Réacteur à cellules fixées « Downflow » — (à flux descendants)**

Les bactéries se fixent sous forme de films sur des supports inertes (argile expansée, verre cellulaire, plastiques expansés).

— **Le Réacteur à lit fluidisé**

Des particules inertes (charbon actif, sable, verre cellulaire) sont maintenues en suspension par des turbulences ascendantes créées à l'intérieur du digesteur. Les bactéries méthanogènes s'attachent, en film, autour de ces particules.

Ces réacteurs de deuxième génération sont tous caractérisés par une accélération considérable de la vitesse de la fermentation (2 à 10 fois plus vite). Les temps de séjour du substrat fermentescible sont donc ramenés à quelques heures ou à quelques jours.

Le choix entre l'un ou l'autre de ces quatre systèmes dépend des propriétés physiques, biochimiques et microbiologiques des substrats que l'on désire traiter : granulométrie, taux de matières sèches, taux de cellulose, états chimiques de la matière organique, répartition de ces différents états, vitesse d'hydrolyse, etc...

Ainsi les travaux entrepris par COLLERAN et NEWELL nous ont-ils laissé entrevoir que la technique la mieux adaptée au traitement anaérobie des lisiers de porcs était celle du filtre anaérobie à cellules fixées à flux ascendant.

**MISE AU POINT D'UN FILTRE ANAÉROBIE A CELLULES FIXÉES A LA STATION EXPÉRIMENTALE DE L'I.T.P., A VILLEFRANCHE-DE-ROUERGUE**

Ces travaux ont débuté au cours du premier trimestre de 1981. Ils ont eu lieu, dans un premier temps sur des pilotes de laboratoire et dans un deuxième temps sur un pilote adapté à la production du lisier de 100 à 150 porcs.

Les résultats que nous avons obtenus nous ont conduit à la définition de la filière de traitement suivante : Hydrolyse — Séparation des particules hydrolysées de forte granulométrie — Fermentation de l'hydrolysats tamisé.

• **Première phase : Hydrolyse**

Elle se déroule par le maintien, à la température ambiante du bâtiment, pendant une durée de plusieurs jours, du lisier brut dans les fosses ordinaires de la porcherie.

Les caractéristiques de ce lisier brut (LB) sont les suivantes :

— Matières Sèches Totales (M.S.T.) . . . . .	50,9 g/l
— Matières en Suspension (M.E.S.) . . . . .	39,7 g/l
— Matières Organiques (M.V.T.) . . . . .	36,3 g/l
— Demande Chimique en Oxygène (DCO) . . . . .	47,3 g/l
— pH . . . . .	7,2 à 7,6
— Azote Total (N <sub>T</sub> K) . . . . .	4,7 g/l
— Azote Ammoniacal (N <sub>H</sub> 4) . . . . .	2,2 g/l

On peut exprimer le potentiel méthanogène d'un substrat par la matière sèche (M.S.T.) ou par la matière organique (M.V.T.) ou par la DCO. Nous préférons cette dernière méthode qui donne une meilleure idée de la part fermentescible de la matière organique.

Cette phase d'hydrolyse est donc caractérisée par une « solubilisation » de la DCO.

Une décantation du lisier brut, le premier jour, montre que la concentration de la DCO dans le surnageant est alors de 9 g/l. Le quatrième jour, cette DCO est de 21 g/l.

Si on effectue un tamisage des matières de plus de 630 microns, le tamisat, le premier jour a une DCO de 10 g/l et le quatrième jour de 40 g/l.

Les matières sèches de plus de 630  $\mu$  ont donc, au cours de ces trois jours, perdu une forte proportion de leur DCO au profit de la fraction liquide du substrat dont la DCO s'est élevée de 10 à 40 g/l.

Si l'on admet que la quantité de biogaz produite est proportionnelle à la DCO introduite (et à la DCO dégradée pendant la fermentation), l'obtention d'un substrat liquide fortement chargé en DCO à la place d'un substrat mixte fortement chargé en matières sèches est une opération qui ouvre la voie à une simplification de la technologie des réacteurs.

#### • Deuxième phase : Tamisage

On peut considérer que 27 % de la matière sèche d'un lisier est constituée par des matières de taille supérieure à 1000 microns.

Ces particules sont responsables de la plupart des incidents techniques recensés dans des digesteurs : croûtes, colmatages, obturations des sécurités, bouchages des tuyauteries et des vannes, etc...

Il y a donc un grand intérêt à les éliminer.

Nous avons recherché quelle était la technologie la mieux adaptée (maille du tamis) :

Maille du tamis	LB	630 $\mu$	500 $\mu$	400 $\mu$	160 $\mu$
DCO du tamisat	44,8	40,8	40,6	39,4	39,4
Perte en DCO/LB		8,3	8,8	11,5	11,5

Entre 160  $\mu$  (qui éliminerait 60 % de la M.S.T.) et 630  $\mu$ , il n'y a qu'une amélioration de 3 % d'autant plus négligeable qu'elle est atténuée par l'hydrolyse.

Après les essais en laboratoire, nous avons mis au point un tamis vibrant (Chauvin) à maille de 630  $\mu$  qui nous permet d'éliminer les matières sèches faiblement fermentescibles (- 11 % de CH<sub>4</sub> en « batch » sur un lisier brut vieux d'un jour). Le refus de tamis contient une faible quantité de DCO (4 à 5 % de celles du lisier brut). Cette DCO pourrait encore produire une certaine quantité de biogaz, mais le temps de fermentation nécessaire sera élevé (15 - 20 jours). Il n'y a donc de toute façon, aucune raison de le faire transiter par des digesteurs qu'ils soient conventionnels (TS = 10 jours) ou de seconde génération (TS = 1 à 3 jours), le refus contenant surtout des matières celluloses qui ne sont fermentescibles qu'en fin de fermentation.

#### • Troisième phase : Fermentation de l'hydrolysats tamisé en filtre anaérobie à cellules fixées

Le substrat introduit dans le réacteur a les caractéristiques suivantes :

- M.S.T. ....	33,6 g/l
- M.E.S. ....	21,5 g/l
- M.V.T. ....	21,9 g/l
- DCO ....	40,54 g/l
- pH ....	7,38
- NTK ....	3,70 g/l
- N <sub>NH4+</sub> ....	2,00 g/l

Après le tamisage, le tamisat est recueilli dans une cuve où il est maintenu en agitation et d'où il est pompé en chemostat vers le réacteur dans lequel il est introduit en flux ascendant.

Le réacteur contient des supports inertes en matière plastique de grande surface spécifique : 60 à 260 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (un récipient vide a une surface spécifique de 6 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

Après un temps de séjour que nous avons fait varier expérimentalement entre 1,5 et 3 jours, le substrat digéré est rejeté par un trop plein situé en haut du réacteur.

La température de la fermentation est maintenue à 35 °C à la fois par réchauffage d'un circuit de recyclage interne et par un échangeur statique de calories faisant converger l'influent et l'effluent.

L'effluent anaérobie a les caractéristiques suivantes :

Paramètres	g/l	Diminution/ Tamisat	Diminution/ Lisier brut
M.S.T. ....	22,8	32 %	55 %
M.E.S. ....	13,1	39 %	67 %
M.V.T. ....	12,7	42 %	65 %
DCO ....	16,75 à 19,70	58 %	65 %
pH ....	8,0		
N <sub>TK</sub> ....	3,6	/	/
N <sub>NH4<sup>+</sup></sub> ....	2,4	/	/

L'effluent très fluide a une couleur noirâtre. La diminution de son intensité odorante est de 80 %. (Cet effluent est facilement décantable : en 3 heures, 30 % de l'effluent décante. Le surnageant, très liquide, translucide, a une DCO de 9 g/l, ce qui fait une diminution de 78 % par rapport au tamisat et de 81 % par rapport au lisier brut. Enfin, cet effluent peut être traité par une fermentation aérobie intéressante dans le cas où il est nécessaire d'opérer une épuration « intégrale », afin de diminuer la charge polluante ou d'éliminer les nitrates. Des expérimentations faisant converger ces deux constatations sont en cours).

Les performances du digesteur sont les suivantes : (Il s'agit ici d'une campagne de mesures effectuée sur une fermentation caractérisée par un temps de séjour de trois jours).

- Production de gaz (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> . jour) ... 4,4
- Teneur en méthane ..... 77,4 %
- Litres de biogaz/kg DCO dégradée .. 493
- Litres de CH<sub>4</sub>/kg de DCO dégradée . 382

A titre d'exemple, une installation dans un élevage de 800 « porcs-équivalents » (1 porc équivalent à 70 kg) produisant 6,4 m<sup>3</sup> de lisier par jour (soit environ 5,5 m<sup>3</sup> de tamisat) nécessiterait un digesteur de 16,5 m<sup>3</sup> (au lieu de 65 m<sup>3</sup> pour un digesteur de première génération) produisant 73 m<sup>3</sup> de biogaz par jour soit 56 m<sup>3</sup> de méthane par jour.

## CONCLUSIONS

Tant sur le plan technique (microbiologie) que technologique, la filière de fermentation anaérobie que nous avons mise au point est aujourd'hui opérationnelle.

Elle se caractérise par une miniaturisation par rapport aux installations conventionnelles, par une simplification et un dépouillement de la technologie, par une plus grande « sécurité biolo-

gique » : un réacteur en cellules fixées peut redémarrer sans encombre après des incidents de fermentation (il supporte très bien les chocs dus aux antibiotiques) ou après des arrêts prolongés.

Cette technique semble améliorable (les temps de séjour actuels sont de 1,5 jours, d'autres chercheurs signalent des temps de séjour inférieurs ou égaux à un jour).

L'impact économique de la diminution de la taille du réacteur, non encore perceptible sur les prototypes, sera d'autant plus remarquable que l'amélioration et la simplification des satellites du digesteur, (pompes, cuves, vannes) sera entrée en application.

Dans l'état actuel des choses, les installations les plus volumineuses sont les plus « rentables », mais une recherche du seul marché des grosses installations ne permettra pas un développement appréciable de la technique : le « gisement de biomasse valorisable » est caractérisé par sa très grande dispersion au sein d'unités de faible taille. La suite des recherches passe donc par la recherche de solutions adaptées soit à de petites installations, soit à des installations communes (CUMA).

La technique des cellules fixées est universelle. Elle est applicable à la majorité des substrats liquides agricoles comme industriels.

Enfin, un problème-clé demande des solutions concrètes : celui de l'adéquation de la production du gaz et de son utilisation. Les techniques de traitement, de compression, de stockage et d'utilisation du gaz, le plus souvent médiocrement connues, doivent être vérifiées, cernées et codifiées. Des filières doivent être définies et subir l'épreuve d'analyses de systèmes afin que l'utilisateur puisse choisir la meilleure solution adaptée à son cas.

Cette préoccupation est l'objet des travaux en cours.

## BIBLIOGRAPHIE

- AUBART C., 1982. Digestion anaérobie des déchets d'élevage. Thèse de Docteur Ingénieur.
- BERNARD J., 1978. Station d'épuration d'eaux urbaines : la digestion anaérobie. Cahier technique R 16. Éd. Degrémont.
- BRONDEAU P., de La FARGE B., HEDUIT M., 1982. Génie Rural, 1, 5-12.
- BRUMM C., SUTTON A.L., 1979. J. Anim. Sci., 49 (1), 20-25.
- BRUMM C., SUTTON A.L., JONES D.D., 1980. J. Anim. Sci., 51 (3), 544-549.
- COLLERAN E., BARRY M., WILKIE A., NEWELL P.J., 1982. Process biochemistry. March-April 1982, 12-17 et 41.
- DUNIER M., 1980. La fermentation méthanique. D.E.A. de biochimie appliquée. INAPG.
- FREY B.C., PAINE M.D., CLARY B.L., 1979. A.S.A.E. Paper N° 79-4581. pp. 28.
- GROSH S., KLASS D.L., 1977. Clean Fuels from biomass, sewage, urban refuse and agricultural wastes. Chicago. Institute of gas technology. 373.
- HILL T., YOUNG D.T., NORDSTEDT R.A., 1979. S.A.E. Paper N° 79, 4584 pp. 27.
- JEWELL W.J., 1980. Anaerobic Digestion. Stafford D.A. ed. London, 467.
- La FARGE B. de, HEDUIT M., BRONDEAU P., 1982. Fermentation méthanique en continu de lisiers de porc. Séminaire de contractants biomasse méthanisation. Sophia Antipolis. Valbonne A.F.M.E., 10-11 juin 1982.
- LETTINGA G., 1980. Anaerobic digestion Stafford D.A. London, éd. London. 167.
- NEWELL P.J., 1981. Energy conservation and use of renewable energies in the bio-industries, éd. Vogt, Pergamon Press, 395.
- SMITH E.S., HEN M.E., GREINER T.H., 1979. J. Anim. Sci., 48 (1), 202-217.
- SMITH E.S., REED M.J., KIKER J.T., 1977. Two phases anaerobic digestion of swine waste. Transaction of A.S.A.E., 1123-1128.
- SUMMERS R., BOUSFIELD S., 1980. Agricultural wastes, 2 (1), 61-78.
- VAN DEN BERG L., LENTZ C.P., 1979. Proceeding of the anaerobic filters workshop.
- VAN VELSEN A.F.M., LETTINGA G., OTTELANDER D., 1979. Neth. J. Agric. Sci., 27, 255-267.