



HAL
open science

Procédé de traitement en continu de produits organiques solides et installation pour le traitement en continu de produits organiques solides

Pierre Buffière, Damien Delhomme, Sylvain Frédéric

► To cite this version:

Pierre Buffière, Damien Delhomme, Sylvain Frédéric. Procédé de traitement en continu de produits organiques solides et installation pour le traitement en continu de produits organiques solides. France, N° de brevet: FR 2920761 (A1) FR 2920761 (B1) EP 2190791 (A2) WO 2009044076 (A2). 2009. hal-01189743

HAL Id: hal-01189743

<https://hal.science/hal-01189743>

Submitted on 6 Jun 2020

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

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

①⑨ RÉPUBLIQUE FRANÇAISE
—
INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE
—
PARIS
—

①① N° de publication :

2 920 761

(à n'utiliser que pour les
commandes de reproduction)

②① N° d'enregistrement national :

07 57492

⑤① Int Cl⁸ : **C 02 F 11/04** (2006.01), C 02 F 3/28, 9/14, C 12 M 1/
107

①②

BREVET D'INVENTION

B1

⑤④ PROCÉDE DE TRAITEMENT EN CONTINU DE PRODUITS ORGANIQUES SOLIDES ET INSTALLATION POUR LE TRAITEMENT EN CONTINU DE PRODUITS ORGANIQUES SOLIDES.

②② Date de dépôt : 11.09.07.

③③ Priorité :

⑥⑥ Références à d'autres documents nationaux
apparentés :

⑦① Demandeur(s) : *INSTITUT NATIONAL DE LA
RECHERCHE AGRONOMIQUE INRA Etablissement
public à caractère scientifique et technologique et
NASKEO ENVIRONNEMENT Société par actions
simplifiée — FR.*

④③ Date de mise à la disposition du public
de la demande : 13.03.09 Bulletin 09/11.

④⑤ Date de la mise à disposition du public du
brevet d'invention : 13.01.12 Bulletin 12/02.

⑦② Inventeur(s) : BUFFIERE PIERRE, FREDERIC
SYLVAIN et DELHOMME DAMIEN.

⑤⑥ Liste des documents cités dans le rapport de
recherche :

Se reporter à la fin du présent fascicule

⑦③ Titulaire(s) : INSTITUT NATIONAL DE LA
RECHERCHE AGRONOMIQUE INRA Etablissement
public à caractère scientifique et technologique,
NASKEO ENVIRONNEMENT Société par actions
simplifiée.

⑦④ Mandataire(s) : CABINET SCHMIT CHRETIEN.

FR 2 920 761 - B1



PROCEDE DE TRAITEMENT EN CONTINU DE PRODUITS
ORGANIQUES SOLIDES ET INSTALLATION POUR LE TRAITEMENT EN
CONTINU DE PRODUITS ORGANIQUES SOLIDES

5

Domaine de l'invention

L'invention concerne un procédé de traitement en continu de produits organiques solides dans un réacteur d'hydrolyse. Plus précisément, l'invention concerne un procédé de traitement en continu de produits organiques solides dans lequel le temps de séjour des solides et le temps de séjour des liquides dans le réacteur d'hydrolyse sont contrôlés et peuvent être dissociés de manière à optimiser le traitement des solides. Par contrôlés, on entend que leurs valeurs sont choisies de manière précise par l'utilisateur et sont modulables en fonction des besoins. L'invention concerne également une installation de traitement pour le traitement en continu de produits organiques solides. L'invention trouve des applications dans toute industrie générant des produits organiques, et notamment les industries agroalimentaires.

20

Etat de la technique

La méthanisation est utilisée depuis très longtemps pour la transformation de déchets organiques, solubles ou solides, en biogaz. Cette technique est appliquée à la dépollution de charges polluantes, telles que les eaux résiduaires urbaines ou industrielles chargées en matière organique biodégradable, ou les produits organiques se présentant sous forme solide, tels que les boues d'épuration, les déchets ménagers, les biodéchets, les déchets des industries agro-alimentaires, les déchets issus des différentes activités agricoles ou sylvicoles, les cultures énergétiques.

La méthanisation est un processus biologique complexe, faisant appel à plusieurs étapes de décomposition de la matière organique, dont :

- l'hydrolyse, au cours de laquelle les macromolécules sont transformées en molécules de faible poids moléculaire et solubles;
- l'acidogénèse, au cours de laquelle les molécules de faible poids moléculaire sont transformées en acides organiques à courte chaîne, en alcools, en hydrogène et autres composés simples;

- l'acétogénèse, au cours de laquelle les alcools et acides organiques sont transformés en acide acétique;
- la méthanogénèse, au cours de laquelle le méthane est formé, soit à partir de l'hydrogène, soit à partir de l'acide acétique.

5 Le traitement des charges solides par méthanisation requiert, lorsqu'il est réalisé en une seule étape, un temps particulièrement long. C'est pourquoi il est connu de procéder à un traitement en deux étapes : d'une part, l'hydrolyse et l'acidogénèse, qui peuvent rarement être dissociées, et, d'autre part, l'acétogénèse et la méthanogénèse, qui ne peuvent pas être
10 dissociées.

La première étape de réaction est l'étape de traitement des produits organiques solides proprement dite, la seconde étape correspondant au traitement de la phase liquide récupérée au sortir de la première étape du traitement. L'étape du traitement des produits organiques solides se
15 caractérise par la production d'acides organiques et s'accompagne généralement d'une diminution de l'alcalinité du milieu et d'une baisse du pH si le milieu n'est pas suffisamment tamponné. Ainsi, la baisse du pH et l'accumulation des acides organiques entraînent une baisse de l'activité biochimique globale du système, telle que l'activité enzymatique d'hydrolyse
20 et l'activité acidogène. Lors de la seconde étape, la méthanisation des acides entraîne souvent une remontée de l'alcalinité, puisque ces acides y sont consommés pour être transformés en méthane. Aussi, il est intéressant d'introduire une fraction de la phase liquide issue de la seconde étape du traitement dans la cuve de traitement des solides afin de drainer et évacuer
25 les molécules solubles acides.

Actuellement, pour optimiser le traitement des produits organiques solides, il est connu d'effectuer un prétraitement d'hydrolyse, de procéder à un apport massif de micro-organismes, de favoriser le contact entre micro-organismes et les produits organiques solides en décomposition, ou de
30 favoriser le drainage et l'évacuation des composés solubles potentiellement inhibiteurs vers l'étape méthanogène.

Cependant, les procédés de traitement actuels ne permettent pas de traiter de manière satisfaisante et en continu des produits organiques solides. Il est le plus souvent nécessaire, au terme du traitement, de vider la
35 cuve de traitement des solides pour la remplir avec une masse fraîche de

produits organiques solides avant de recommencer le processus. A l'inverse, un traitement en continu permet d'alimenter de manière ininterrompue la cuve de traitement des solides en masse fraîche à traiter et d'évacuer simultanément la masse traitée de ladite cuve. Cela a pour principal
5 avantage, au niveau industriel, de ne pas avoir de cuve de stockage dans laquelle s'accumulent les produits organiques solides en attente de traitement. Par ailleurs, il n'est pas nécessaire d'interrompre régulièrement toute la chaîne de traitement pour vider la cuve et réinitialiser le procédé.

10 Exposé de l'invention

Dans l'invention, on cherche à fournir un procédé de traitement apte à traiter en continu des produits organiques solides, le traitement pouvant être modulé en fonction de la nature des produits organiques solides à traiter et du taux de dégradation des produits organiques solides souhaité. Le taux de
15 dégradation des produits organiques solides peut notamment être fixé en fonction de sa destination finale, par la loi etc.

Pour cela, l'invention propose de dissocier les temps de séjours des phases liquide et solide dans le réacteur de traitement des solides, de manière à pouvoir les moduler indépendamment l'un de l'autre pour
20 optimiser le traitement. En effet, les temps de traitement des solides sont beaucoup plus longs que ceux des rejets liquides. Ainsi, au sortir du réacteur de traitement des solides la phase liquide est séparée de la phase solide. La phase solide est au moins partiellement recyclée vers le réacteur de traitement des solides ce qui permet d'augmenter le temps de séjour des
25 solides. La phase liquide peut être amenée vers un réacteur de traitement des liquides pour subir une dégradation anaérobie des composés organiques dissous. Afin de moduler le temps de séjour des liquides dans le réacteur de traitement des solides, il est prévu d'introduire dans ladite cuve du liquide traité, c'est-à-dire qui a subi une méthanisation au cours de laquelle les
30 composés organiques acidifiés sont dégradés. En modulant le temps de séjours des solides, on joue sur le taux de dégradation desdits solides, tandis qu'en modulant le temps de séjour des liquides, on joue sur la vitesse d'hydrolyse des produits organiques solides en permettant une évacuation rapide des molécules potentiellement inhibitrices issues de l'hydrolyse.
35 Avantagusement, on peut prévoir, en parallèle du traitement des produits

organiques solides, de traiter des rejets liquides dans une cuve de traitement des rejets liquides. Les rejets liquides subissent directement une méthanisation. Le liquide traité issu de ce traitement peut être en partie introduit dans la cuve de traitement des solides pour moduler le temps de séjour des liquides. Ainsi, dans le cas où un utilisateur produit et des déchets solides et des rejets liquides, il peut traiter simultanément et en parallèle dans un même lieu les deux types de déchets, l'interconnexion entre les deux cuves permettant d'optimiser le traitement des produits organiques solides. Dans tous les cas, il est possible de prévoir une cuve de traitement de déchets liquides, dans lequel au moins la phase liquide récupérée au sortir de la cuve de traitement des solides peut être traitée. Le liquide traité au sortir de la cuve de traitement des déchets liquides est caractérisé par une faible teneur en pollution organique résiduelle et par une alcalinité élevée. L'alimentation de la cuve de traitement des solides en liquide traité, au travers de laquelle ledit liquide va percoler ou être mélangé, permet d'évacuer les éléments solubilisés issus de l'hydrolyse et de l'acidogénèse. Outre l'évacuation de ces composés, l'alcalinité élevée du liquide traité permet de contrer la baisse d'alcalinité due à l'acidogénèse au sein de la masse de solides, ce qui permet de maintenir la vitesse de solubilisation et d'acidogénèse desdits solides à un niveau élevé. Il est ainsi possible de réguler l'alcalinité dans la cuve de traitement des solides en asservissant le débit de recyclage de liquide traité au niveau d'alcalinité en sortie de la cuve. Il est également possible d'ajouter des composés alcalins au liquide traité réinjecté. Le liquide ayant traversé la cuve de traitement des solides est alors chargé en molécules solubles issues de l'acidogénèse et est renvoyé dans la cuve de traitement anaérobie des rejets liquides.

L'invention a donc pour objet un procédé de traitement en continu de produits organiques solides dans lequel des produits organiques solides sont traités dans un réacteur d'hydrolyse, caractérisé en ce que

30 - on introduit une fraction de liquide traité dans le réacteur d'hydrolyse de manière à modifier le temps de séjour liquide dans le réacteur d'hydrolyse et

- on réintroduit une fraction de solides traités sortant du réacteur d'hydrolyse dans ledit réacteur d'hydrolyse, de manière à modifier le temps

de séjour des produits organiques solides dans le réacteur d'hydrolyse en fonction d'un taux de dégradation des produits organiques solides souhaité.

Les produits organiques solides s'entendent de tous déchets aptes à subir une hydrolyse et une acidogénèse. Les produits organiques solides peuvent comporter de la matière organique solide biodégradable et/ou de la matière soluble biodégradable.

Par réacteur d'hydrolyse, ou cuve de traitement des solides, on entend un réacteur dans lequel les produits organiques solides subissent une hydrolyse et/ou une acidogénèse de manière à être au moins partiellement dégradés en alcools et acides organiques.

La fraction de liquide traité est du liquide ayant subi une acétogénèse et/ou une méthanogénèse de manière à ne plus comporter d'alcools ou d'acides organiques, ou des quantités négligeables.

Le temps de séjour liquide, ou temps de séjour hydraulique, est le temps passé par la phase liquide dans le réacteur d'hydrolyse. En jouant sur le temps de séjour liquide, on module la vitesse d'hydrolyse des produits organiques solides dans le réacteur d'hydrolyse.

Le temps de séjour des produits organiques solides est le temps passé par la phase solide dans le réacteur d'hydrolyse. En jouant sur le temps de séjour solide, on peut modifier le taux de dégradation, c'est-à-dire le degré de traitement des produits organiques solides, selon les besoins.

Par solides traités, on entend la phase solide issue de la séparation de phase au sortir du réacteur d'hydrolyse.

La fraction de liquide traité peut être récupérée au sortir d'un réacteur de méthanisation dans lequel la phase liquide sortant du réacteur d'hydrolyse, et/ou un effluent liquide, est traitée.

De manière à adapter le procédé de traitement aux déchets à traiter et au taux de dégradation souhaité, il est possible de prévoir tout ou partie des étapes supplémentaires suivantes :

- On caractérise la teneur en matière organique solide biodégradable et en matière organique soluble biodégradable des produits organiques solides à traiter, et on détermine la teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres dans ladite matière organique solide biodégradable et dans ladite matière organique soluble biodégradable, de manière à adapter la constante d'hydrolyse dans le réacteur d'hydrolyse aux caractéristiques

des produits organiques solides à traiter. Par caractéristiques des produits organiques solides à traiter on entend la teneur en matière organique solide biodégradable et en matière organique soluble biodégradable ainsi que la teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres de chacun d'eux.

- 5 - On fixe la concentration de travail en matière organique biodégradable solide et la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble dans le réacteur d'hydrolyse en fonction de la nature des produits organiques solides à traiter. La concentration de travail en matière organique s'entend de la concentration moyenne dans le réacteur
- 10 d'hydrolyse, en kilogramme de matière organique par kilogramme de produits organiques solides (kgMO/kg).

Par nature des produits organiques solides, on entend la teneur en matière organique solide biodégradable et en matière organique soluble biodégradable.

- 15 Avantageusement, la concentration de travail en matière organique biodégradable solide est comprise entre 0.005 et 0.3 kgMO/kg, de manière à avoir un bon compromis entre l'efficacité de la réaction biologique et la facilité de pompage et de brassage du milieu. La concentration de travail est également fonction de la concentration d'entrée des déchets à traiter.

- 20 Préférentiellement, la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble est faible par rapport à la concentration de travail en matière organique biodégradable solide, et notamment inférieure à 0.005 kg de MO par kg de réacteur de manière à ce qu'il n'y ait pas trop de molécules inhibitrices de la réaction d'hydrolyse dans le réacteur d'hydrolyse.

- 25 - On détermine les dimensions du réacteur d'hydrolyse et la fraction de solides traités à réintroduire dans ledit réacteur d'hydrolyse en fonction de la teneur en matière organique solide biodégradable des produits organiques solides à traiter et de leur teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres, de la teneur en matière organique soluble biodégradable des produits
- 30 organiques solides à traiter et de leur teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres, de la constante d'hydrolyse dans le réacteur d'hydrolyse, de la concentration de travail en matière organique biodégradable solide, de la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble, et du taux d'hydrolyse de la matière biodégradable
- 35 souhaité.

- On détermine la fraction de liquide traité à réintroduire dans le réacteur d'hydrolyse en fonction de la teneur en matière organique soluble biodégradable des produits organiques solides à traiter, de la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble dans le réacteur
5 d'hydrolyse, de la teneur en matière organique solide biodégradable des produits organiques solides à traiter, du débit d'entrée des produits organiques solides à traiter dans le réacteur d'hydrolyse, et du taux d'hydrolyse de la matière biodégradable souhaité.

L'invention a également pour objet une installation pour le traitement
10 en continu de produits organiques solides comportant

- un réacteur d'hydrolyse ;
- un conduit d'arrivée de produits organiques solides apte à alimenter en continu le réacteur d'hydrolyse en produits organiques solides à traiter ;
- des moyens de séparation de phases aptes à séparer une phase
15 liquide d'une phase solide au sortir du réacteur d'hydrolyse ;
- des moyens de réinjection contrôlée d'une fraction de la phase solide dans le réacteur d'hydrolyse ;
- des moyens d'alimentation contrôlée du réacteur d'hydrolyse en liquide traité.

20 Par contrôlée, on entend que l'alimentation en liquide traité comme la réinjection d'une fraction de la phase solide se fait à un débit voulu, qui peut être modifié à tout moment en fonction des besoins.

L'installation selon l'invention peut également comporter

- un réacteur de méthanisation,
- 25 - un conduit d'arrivée de déchets liquides apte à alimenter le réacteur de méthanisation en déchets liquides à traiter
- des moyens de réinjection contrôlée d'une fraction de liquide traité sortant du réacteur de méthanisation dans le réacteur d'hydrolyse.

Avantageusement, on utilise l'installation selon l'invention pour mettre
30 en œuvre le procédé de traitement de produits organiques solides selon l'invention.

Brève description des figures

L'invention sera mieux comprise à la lecture de la description qui suit et à l'examen des figures qui l'accompagnent. Celles-ci sont présentées à titre indicatif et nullement limitatif de l'invention. Les figures représentent :

5 - Figure 1 : Graphique montrant l'évolution comparative de la quantité de matière organique restant dans des réacteurs d'hydrolyse, exprimée en pourcentage de la quantité de matière organique initiale, en fonction du temps pour différents temps de séjours liquides ;

10 - Figure 2 : Graphique montrant l'évolution comparative du pH au cours du temps dans des réacteurs d'hydrolyse pour différents temps de séjours liquides ;

- Figure 3 : Graphique montrant l'évolution comparatives de la quantité d'acides gras volatils totaux mesurés dans les réacteurs d'hydrolyse en fonction du temps pour différents temps de séjours liquides ;

15 - Figure 4 : Graphique montrant l'évolution comparative de la dégradation de la matière organique au cours du temps en fonction de l'inoculum présent dans le réacteur d'hydrolyse ;

- Figure 5 : Représentation schématique d'un exemple d'installation utilisé pour mettre en œuvre le procédé de traitement selon l'invention.

20 Description détaillée

1] Expériences

Dans un premier temps, on a cherché à démontrer le rôle déterminant du temps de séjour liquide (TSL) et du temps de séjour solide (TSS) dans l'hydrolyse des produits organiques solides.

1- Première expérience : Intérêt d'ajuster le TSL lors du traitement de produits organiques solides

30 Trois réacteurs d'hydrolyse de 10 litres ont été remplis initialement avec 2 kg de déchets organiques solides, à savoir des déchets de fabrication de jus de pommes. Le volume des réacteurs a ensuite été complété à 10 litres avec de l'eau et un inoculum anaérobie, la quantité d'inoculum ajoutée dans chaque réacteur correspondant à 1 litre à 50 g/L de matières volatiles.

Un recyclage de l'eau de percolation a été réalisé pour les trois réacteurs.

Deux réacteurs ont été alimentés par de l'eau ayant les caractéristiques d'une eau traitée par méthanisation, et notamment une alcalinité élevée, à TSL=1 jour et TSL=2 jours.

5 Le troisième réacteur n'a pas été alimenté avec de l'eau provenant de l'extérieur, de sorte que le TSL dans ce réacteur peut être considéré comme infini. De manière à conserver les mêmes caractéristiques hydrauliques dans les trois réacteurs, l'eau percolant dans le troisième réacteur est constamment réintroduite.

10 Des prélèvements sont réalisés régulièrement dans chaque réacteur, afin de déterminer la masse et la concentration de déchets restants (figures 1 et 4).

15 Des prélèvements en phase liquide sont également effectués dans les réacteurs pour mesurer le pH (figure 2) et les caractéristiques de l'effluent, notamment la concentration en acides gras volatils (figure 3), qui sont les produits de l'acidogénèse potentiellement inhibiteurs.

20 On constate un écart surprenant au niveau de la matière organique résiduelle entre les trois réacteurs (figure 1). Les meilleures performances sont observées pour le temps de séjour hydraulique le plus court. Notamment à TSL=1 jour, on obtient plus de 70% d'élimination de la matière organique après environ trois semaines de traitement. A l'inverse, le réacteur d'hydrolyse fonctionnant en boucle fermée, c'est-à-dire ayant un TSL infini, ne dégrade dans le même temps que 42% de la matière organique. Le réacteur d'hydrolyse ayant une TSL=2jours a des performances intermédiaires.

25 Cet écart se retrouve également au niveau du pH (figure 2) ; le pH du réacteur d'hydrolyse fonctionnant en boucle fermée diminue jusqu'à 4, tandis que ceux des deux autres réacteurs d'hydrolyse remontent de manière plus ou moins rapide au court du temps, et jusqu'à 6,5 à trois semaines de traitement pour le réacteur d'hydrolyse ayant un TSL=1 jours.

30 On constate également un écart significatif au niveau de la concentration en acides gras volatils. Pour un TSL infini, la quantité d'acides gras volatils atteint jusqu'à 6 gDCO/L tandis qu'il reste relativement faible, inférieur à 2 gDCO/L, dans les réacteurs d'hydrolyse où le TSL est court.

35 Le niveau du pH et la quantité d'acides gras volatils sont fonction du temps de séjour liquide utilisé. Dans les trois réacteurs, les performances

initiales sont similaires et c'est seulement lorsque les acides gras volatils et le pH se différencient que les performances de dégradation de la matière organique divergent.

Il apparaît donc nécessaire de régler le temps de séjour par rapport à la vitesse initiale de dégradation du solide.

Cette expérience montre que les meilleures performances de dégradation des produits organiques solides sont fonction, d'une part, de la présence d'un flux de liquide ayant les propriétés d'une eau traitée par méthanisation, qui permet tout à la fois de faire remonter le pH et de faire baisser la concentration en acides gras volatils, ces deux éléments étant clairement des inhibiteurs de la réaction d'hydrolyse, et, d'autre part, du niveau de débit appliqué pour ce flux de liquide, dont le réglage permet d'améliorer la vitesse d'hydrolyse. Cette expérience montre donc l'intérêt de la dissociation du temps de séjour liquide et du temps de séjour solide dans le réacteur de traitement des solides, et la nécessité d'adapter le temps de séjour hydraulique à la vitesse de dégradation des solides puisque la vitesse de dégradation des produits organiques solides est égale à la vitesse de production des molécules inhibitrices de la réaction.

2- Deuxième expérience : Intérêt d'ajuster le temps de séjour solide lors du traitement des produits organiques solides

Dans une deuxième expérience, on a cherché à démontrer l'intérêt de dissocier le TSL et le TSS. Pour cela, on met en place deux réacteurs traitant chacun un mélange de produits organiques solides et de rejets liquides.

Dans le premier réacteur, le TSL et le TSS sont tous les deux de 2 jours. Dans le second réacteur, une séparation liquide-solide en sortie de réacteur permet d'ajuster le TSS à 30 jours, le TSL restant le même que dans le premier réacteur.

Les deux réacteurs fonctionnent avec la même charge organique appliquée, à savoir 2,5 kg de matière organique introduite par mètre cube de réacteur et par jour.

L'expérience est conduite sur deux types de déchets organiques, l'un contenant 50% de matière organique solide et 50% de matière organique dissoute, l'autre contenant 100% de matière organique solide diluée avec de l'eau.

Le tableau 1 ci-dessous présente les rendements d'élimination de la matière organique, en pourcentage de matière organique dégradée, dans les deux réacteurs au cours des deux expériences, après 30 jours de fonctionnement stabilisé, c'est-à-dire au cours desquels les performances sont établies et n'évoluent plus en fonction du temps.

Tableau 1 : Rendements d'élimination de la matière organique solide pour deux types de déchets, sans et avec dissociation du TSL et du TSS

Type de déchet	Sans séparation liquide/solide TSS=TSH	Avec séparation liquide/solide TSS=30 jours
50% de matière organique solide et 50% de matière organique dissoute	76,5±4,1%	86,4±2,3%
100% de matière organique solide	79,9±3,2%	87,1±3,2%

10

On constate que même pour une faible charge favorable à la dégradation complète de la matière organique, la dissociation du TSL et du TSS permet d'améliorer le rendement de dégradation de la matière organique de près de 10%.

15

Plus généralement, on constate qu'il est intéressant de maîtriser le TSS, par exemple au moyen d'une séparation liquide/solide permettant de choisir la quantité de solides devant être réintroduite dans le réacteur.

3- Troisième expérience : Faible influence de l'inoculation

20

Dans un troisième temps, on a voulu tester l'influence de l'inoculation du réacteur d'hydrolyse par de la biomasse anaérobie sur le niveau de dégradation des produits organiques solides.

Pour cela, deux réacteurs d'hydrolyse analogues à ceux utilisés lors de la première série d'expériences sont utilisés.

25

On introduit la même quantité de déchets organiques dans les deux réacteurs d'hydrolyse.

Le premier réacteur d'hydrolyse est rempli avec de l'inoculum anaérobie, à savoir du digestat récupéré de la première expérience, dans

une proportion représentant environ 10% de la matière organique des déchets introduits. Le second réacteur d'hydrolyse n'est pas inoculé.

Les deux réacteurs d'hydrolyse ont une alimentation en liquide ayant les caractéristiques d'une eau traitée par méthanisation, mais ne contenant pas de biomasse, avec un TSL=2 jours.

La figure 4 présente les courbes de matière organique restant dans les deux réacteurs d'hydrolyse, en pourcentage de la quantité de matière organique initiale, en fonction du temps.

On constate que les performances d'élimination des deux réacteurs sont tout à fait similaires, et que la présence d'un inoculum anaérobie n'a, dans ce cas, pas d'intérêt pour accélérer l'hydrolyse de la matière organique. Les déchets organiques solides contiennent déjà leur propre inoculum, ayant déjà des systèmes enzymatiques adaptés pour l'hydrolyse. Ce résultat va à l'encontre de nombreux enseignements indiquant que le recyclage de bactéries en continu est le seul phénomène bénéfique pour améliorer le traitement des solides.

III] Exemple de mise en œuvre du procédé de traitement selon l'invention

A la figure 5 est représentée de manière schématique une chaîne de traitement de produits organiques solides conforme à l'invention, dans laquelle de manière concomitante, des rejets liquides annexes peuvent être traités.

Plus précisément, l'installation comporte un réacteur d'hydrolyse 10 apte à recevoir des produits organiques solides D_0 à traiter. Un réacteur de méthanisation 11 est apte à traiter des liquides provenant directement de rejets liquides D_9 , et/ou de la phase liquide D_3 récupérée à la sortie du réacteur d'hydrolyse.

Le réacteur d'hydrolyse 10 peut être un réacteur de digestion anaérobie ou aérobie. Le réacteur de méthanisation 11 est un réacteur de digestion anaérobie.

Un séparateur 12 récupère une masse de déchets D_1 au moins partiellement traités au sortir du réacteur d'hydrolyse 10, de manière à séparer la phase liquide D_3 de la phase solide D_2 . La phase liquide D_3 est acheminée en direction du réacteur de méthanisation 11, où elle est traitée

en même temps que les rejets liquides. Bien entendu, la phase liquide D₃ peut être traitée dans un autre réacteur de méthanisation. La phase solide D₂ peut être en tout ou partie acheminée hors de la chaîne de traitement. Conformément à l'invention, l'installation comporte des moyens de réinjection

5 13 d'une fraction de solides traités D₅ dans le réacteur d'hydrolyse 10. Les moyens de réinjection 13 comportent une canalisation apte à acheminer la fraction de solides traités D₅ depuis une canalisation d'évacuation de la phase solide 14 dans le réacteur d'hydrolyse 10, ou directement depuis le

10 séparateur 12. Les moyens de réinjection comportent également des moyens de régulation du débit aptes à moduler le débit d'alimentation en solides traités D₅ en fonction des besoins. Le réglage des flux de solides traités D₄, D₅ permet d'ajuster le TSS dans le réacteur de traitement des solides.

Le liquide traité D₆ au sortir du réacteur de méthanisation 11 est caractérisé par une faible teneur en pollution organique résiduelle et une

15 alcalinité élevée, dues aux différentes réactions biochimiques qui se sont déroulées lors de la transformation en méthane des composés organiques solubles. Une fraction de liquide traité D₈ issue du liquide traité D₆ au sortir du réacteur de méthanisation est utilisée pour alimenter le réacteur d'hydrolyse 10, au travers duquel elle va percoler ou être mélangée, et

20 entraîner les éléments solubilisés issus de l'hydrolyse et de l'acidogénèse. Le reste de la phase liquide traité D₇ est évacué hors du système de traitement. Pour cela, l'installation pour le traitement des produits organiques solides selon l'invention comporte des moyens de réinjection contrôlée 16 d'une

25 fraction de liquide traité D₈ apte à amener ladite fraction D₈ depuis une canalisation d'évacuation 15 du liquide traité vers le réacteur d'hydrolyse 10, ou directement depuis le réacteur de méthanisation 11. Les moyens de réinjection 16 comportent également des moyens de régulation du débit aptes à moduler le débit d'alimentation en fraction de liquides traités D₈, c'est-à-dire le flux, en fonction des besoins. Le réglage des flux de liquides

30 traités D₇, D₈ permet d'ajuster le TSL dans le réacteur de traitement des solides 10.

L'utilisation d'un séparateur solide/liquide 12, par exemple une centrifugeuse, permet non seulement de maîtriser les TSS, mais également d'ajuster, via la fraction de solide traité réinjectée D₅ la teneur en matière

35 sèche dans le réacteur d'hydrolyse 10, matière sèche parmi laquelle se

trouve une densité importante de micro-organismes, dont la concentration dans le réacteur de traitement des solides 10 favorise la vitesse de réaction biologique.

5 Dans un autre exemple de réalisation, il est possible de ne pas prévoir de séparateur 12 proprement dit, tout en gardant l'étape de séparation de phases. En effet, dans le cas où le solide est suffisamment hétérogène pour constituer une couche au travers de laquelle le liquide peut s'écouler sans entraîner de solide, ou percoler, le solide peut être directement extrait du réacteur par un système d'extraction approprié, tel qu'une pompe à vis
10 d'Archimède ou autre, liquide étant le résidu de percolation, ou lixiviat sortant du réacteur d'hydrolyse 10.

Dans l'invention, on réutilise une fraction réglable de liquide traitée D_8 pour rediluer ou percoler à travers la masse de produits organiques solides contenue dans le réacteur d'hydrolyse 10. On ajuste ainsi le niveau
15 d'évacuation des composés organiques acides solubles et on remonte le pH dans le réacteur d'hydrolyse. L'alcalinité élevée de la fraction de liquide traité D_8 permet de contrer la baisse d'alcalinité due à l'acidogénèse au sein de la masse de produits organiques solides, et donc de maintenir la vitesse de solubilisation et d'acidogénèse desdits produits organiques solides à un
20 niveau élevé.

Cette méthode de traitement permet donc, d'une part, de traiter conjointement des rejets liquides D_9 et solides D_0 par digestion anaérobie, et d'optimiser la phase de traitement des solides en ajustant à la fois le temps de séjour des solides et le temps de séjour des liquides.

25 Le liquide D_3 ayant traversé le réacteur d'hydrolyse 10 et récupéré au sortir du séparateur 12 est chargé en molécules solubles issues de l'acidogénèse et est renvoyé dans le réacteur de méthanisation 11.

Avantageusement, le réacteur de traitement des liquides 11 est un réacteur de digestion anaérobie à forte charge, capable de tolérer une
30 certaine quantité de solides en suspension, et plus particulièrement un lit fixe ayant un système de décolmatage en continu tel que celui décrit dans la demande de brevet FR2885126.

Dans un mode de mise en œuvre particulier du procédé de traitement selon l'invention, il est possible de traiter des déchets contenant à la fois des
35 solides en suspension et des liquides. Dans ce cas, les phases liquide et

solide sont séparées par tout moyen connu de manière à séparer en deux flux les solides et les liquides qui sont alors traités selon les étapes décrites ci-dessus.

5 *III] Méthode de paramétrage du procédé de traitement des produits organiques solides selon l'invention*

De manière à adapter le procédé de traitement aux produits organiques solides à traiter, il est possible de paramétrer spécifiquement le réacteur d'hydrolyse afin notamment d'ajuster le TSS et le TSL.

10 On propose ci-dessous, une méthode de paramétrage des caractéristiques de l'installation en fonction des objectifs de traitement souhaités et des déchets à traiter, étant bien entendu qu'elle n'est pas limitative. Pour cela, il est fait référence à la figure 5.

1- Notations :

15 D_0 à D_8 : débits massiques (en kg/jour)

X_0 à X_8 : concentration en matière organique solide biodégradable dans les flux 0 à 8 (en kgMO/kg) ;

X'_0 à X'_8 : concentration en solide inerte (non biodégradable) dans les flux 0 à 8 (en kg/kg) ;

20 S_0 à S_8 : concentration en matière organique soluble dans les flux 0 à 8 (en kgMO/kg) ;

M_R : Masse du réacteur d'hydrolyse (en kg) ;

s : taux de recyclage des solides dans le réacteur d'hydrolyse 10 ($s=D_5/D_2$),

25 t : efficacité de séparation des solides dans le séparateur, $t=D_2X_2/D_1X_1$, propriété intrinsèque du séparateur ;

c : ratio des flux D_2/D_1 , propriété intrinsèque du séparateur.

ρ : rendement de dégradation sur le solide biodégradable, sans dimension

30 R_X : vitesse spécifique de solubilisation du solide biodégradable dans le réacteur (en kgX/kg de réacteur/jour)

2- Problématique :

35 Compte tenu d'un flux massique d'entrée D_0 et d'une concentration d'entrée X_0 donnés, comment calculer la dimension du réacteur, c'est-à-dire

la masse M_R , ainsi que le niveau de recyclage de solide, c'est-à-dire la fraction de solides traités réinjectée s , pour obtenir un niveau de dégradation ρ souhaité.

5 Le temps de séjour solide, TSS, s'entend comme le temps moyen passé par une substance inerte, c'est-à-dire non biodégradable, de concentration X' dans l'ensemble comportant le réacteur d'hydrolyse 10 et le séparateur 12.

Le TSS peut donc être exprimé de la manière suivant :

$$TSS = \frac{M_R X'_1}{D_4 X'_4}$$

10 et donc $TSS = \frac{M_R}{\frac{(1-s)t}{1-sc} (D_0 + D_8)}$

Ainsi, pour un flux de produits organiques solides à traiter entrant D_0 donné et un débit de réinjection de liquide traité D_8 donné, qui sera fonction des déchets et de leur vitesse de dégradation, le TSS dépend de deux
15 paramètres : la masse totale du réacteur M_R et la fraction de solides traités s recyclée dans le réacteur 10, les paramètres c et t étant des propriétés intrinsèques du séparateur 12.

On cherche à obtenir des performances de dégradation pour des produits organiques solides ayant des caractéristiques D_0 , X_0 données, selon
20 un rendement ρ fixé par exemple par l'utilisateur en fonction de la destination finale des déchets à traiter dans une installation comportant un séparateur ayant des performances c , t données, le flux de liquide traité réinjecté D_8 étant également fixé. Pour cela, on doit déterminer les dimensions du réacteur M_R ainsi que la fraction de solide traité s à réinjecter dans le
25 réacteur d'hydrolyse 10 permettant d'atteindre les objectifs.

Par ailleurs, on propose ci-dessous une méthode pour dimensionner conjointement le flux de rinçage D_8 , associé au temps de séjour des liquides, en fonction de la nature des produits organiques solides à traiter et de leur vitesse de dégradation.

30 Pour cela, on caractérise l'installation à partir d'un système d'équations algébriques simples, issues des bilans de masses associés au fonctionnement de l'installation en mode continu, ainsi que sur la

connaissance experte acquise sur la cinétique d'hydrolyse et de solubilisation de la matière organique biodégradable.

2.1- Première équation : définition du rendement

5 Le rendement ρ est défini comme étant le taux d'abattement de solide organique entre l'entrée et la sortie, c'est-à-dire le flux de digestat D_4 :

$$\rho = \frac{D_0 X_0 - D_4 X_4}{D_0 X_0}$$

10 Sachant que $X_4 = X_5 = X_2$, et connaissant les relations reliant les propriétés du séparateur liquide solide, on a également :

$$D_4 = (1-s)cD_1$$

$$X_4 = X_2 = \frac{tX_1}{c}$$

$$\text{Et donc : } \rho = 1 - (1-s)t \frac{D_1 X_1}{D_0 X_0}$$

15 Par ailleurs, D_1 est connu du bilan de masse sur le réacteur :
 $D_1 = D_0 + D_8 + D_5$ avec $D_5 = scD_1$;

Par conséquent :

$$\rho = 1 - \left[1 + \frac{D_0}{D_8} \right] \frac{(1-s)t X_1}{1-sc X_0} \quad \text{[Equation 1]}$$

20

2.2- Deuxième équation : bilan de masse sur la matière organique solide biodégradable

25 Le bilan matière sur la matière organique solide biodégradable est basé sur la non accumulation de matière organique biodégradable dans l'enceinte de bilan, définie comme le réacteur d'hydrolyse ; il s'écrit de la manière suivante :

$$D_0 X_0 + D_8 X_8 + D_5 X_5 - D_1 X_1 = r_X M_R$$

30

Parmi les termes d'entrée, le terme D_8X_8 est constitué de la fraction de liquide traité réinjecté issue du réacteur de méthanisation 11. Il est donc possible de faire l'hypothèse que ce flux représente un apport négligeable de matière organique solide biodégradable par rapport aux flux d'entrée D_0X_0 et au flux de recyclage D_5X_5 représentant la fraction de produits organiques solides traités s réinjectée dans le réacteur d'hydrolyse.

Le bilan se réduit donc à :

$$D_0X_0 + D_5X_5 - D_1X_1 = r_x M_R$$

Par ailleurs, on sait à la suite de nombreuses études expérimentales, que la vitesse d'hydrolyse r_x est proportionnelle à la concentration X_1 de matière organique biodégradable dans le réacteur d'hydrolyse 10. Par ailleurs, il est connu que la concentration en sortie d'un réacteur agité est égale à la concentration dans ledit réacteur. On peut alors écrire

$$r_x = kX_1$$

k étant le coefficient de proportionnalité, ou constante cinétique, explicitée ci-dessous.

Connaissant la relation permettant d'exprimer X_5 en fonction de X_1 ($X_5 = tX_1/c$), associée aux propriétés du séparateur ;

Connaissant la relation qui permet d'exprimer D_5 en fonction de D_0 et D_8 :

$$D_5 : D_5 = sc \frac{D_0 + D_8}{1 - sc}$$

Connaissant la relation qui permet d'exprimer D_1 en fonction de D_0 et D_8 :

$$D_1 : D_1 = \frac{D_0 + D_8}{1 - sc}$$

Le bilan peut donc s'écrire, après réarrangement :

$$\frac{M_R}{D_0} = \frac{1}{k} \left[\frac{X_0}{X_1} - \frac{D_0 + D_8}{D_0} \frac{1 - st}{1 - sc} \right] \quad \text{[Equation 2]}$$

2.3- Troisième équation : bilan sur la phase soluble

30

Cette équation permet de rendre compte de l'effet de dilution associé au flux de liquide traité du réacteur de méthanisation 11 réinjecté dans le réacteur d'hydrolyse 10. Si on écrit le bilan de matière sur la matière

organique solubilisée, et en prenant comme hypothèse que l'apport de matière organique solubilisée par le flux D_8 est négligeable, alors on peut écrire :

$$D_0 S_0 + D_5 S_5 - D_1 S_1 = -r_X M_R$$

5 On note que le terme cinétique est l'opposé du terme de disparition de matière organique solide, puisque toute la matière organique biodégradable solide qui est hydrolysée se retrouve sous forme soluble.

Connaissant la relation entre S_5 et S_1 , à savoir $S_5 = S_1$;

10 de D_0 et D_8 ;

On peut écrire :

$$D_8 = \frac{D_0(S_0 - S_1) + kX_1 M_R}{S_1} \quad \text{[Equation 3]}$$

Le temps de séjour liquide dans le réacteur d'hydrolyse 10 est donné par :

$$15 \quad TSL = \frac{M_R}{D_0 + D_8}$$

3- Méthode de résolution des équations

20 Le système constitué des équations 1, 2 et 3 fait intervenir les variables suivantes :

- D_0, X_0, S_0, t, c : sont des données d'entrée qui ne varient pas ;
 - ρ est l'objectif de traitement ;
 - M_R, D_8 et s : sont les paramètres de dimensionnement ;
 - X_1 et S_1 : sont respectivement la concentration de travail en
- 25 matière organique biodégradable solide et soluble dans le réacteur, qui doivent être réglés à des valeurs optimales ;
- k : est la constante d'hydrolyse, qui dépend de la nature des produits organiques solides à traiter.

30 La méthode de dimensionnement propose donc :

- de fixer la concentration de travail X_1 souhaitée dans le réacteur d'hydrolyse ;

- d'en déduire la concentration S_1 souhaitable dans le réacteur d'hydrolyse ;
- de proposer une valeur de k , qui dépend de la nature des produits organiques solides à traiter ;
- 5 - de terminer le calcul en déduisant M_R , D_8 et s à partir des équations 1, 2 et 3.

3.1- Valeur de X_1 :

10 La valeur de X_1 est fixée de manière à obtenir un bon compromis entre l'efficacité de la réaction biologique et la facilité de pompage et de brassage du milieu ; cette valeur dépend aussi de la nature en entrée des produits organiques solides à traiter, s'ils sont plus ou moins concentrés.

15 La valeur choisie est comprise entre 0.005 et 0.3 kg de matière organique par kg de réacteur, la valeur de 0.005 correspondant à la limite inférieure en dessous de laquelle l'efficacité de la réaction biologique est faible, et 0.3 correspondant à la limite supérieure au dessus de laquelle le pompage et le brassage du produit sont compromis.

3.2- Valeur de S_1 :

20 Il est intéressant de maintenir la valeur de S_1 la plus faible possible. En effet, une valeur trop élevée peut entraîner une acidification rapide du milieu de fermentation et stopper la réaction d'hydrolyse. Il est relativement avantageux d'utiliser un critère de proportionnalité f entre X_1 et S_1 :

$$f = \frac{S_1}{X_1}$$

25 La valeur de f est choisie pour que la concentration en matière organique soluble demeure faible devant X_1 :

$$0,001 < f < 0,2$$

3.3- Valeur de k :

30 La constante cinétique k dépend de la nature des produits organiques solides à traiter. On sait que la constante d'hydrolyse des composés organiques solides varie selon qu'il s'agit de sucres, de protéines ou de graisses.

On a mis au point une méthode de fractionnement de la matière organique des déchets basée sur la détermination de la teneur en graisse,

sucres, protéines et fibres (Buffière et coll., 2005, Water Science and Technology, 53(8) pages 233-241). On peut associer aux fractions obtenues des cinétiques d'hydrolyse. Les constantes d'hydrolyse ainsi obtenues sont notées :

- 5
- k_S : constante d'hydrolyse associée à la dégradation des sucres ;
 - k_P : constante d'hydrolyse associée à la dégradation des protéines ;
 - k_G : constante d'hydrolyse associée à la dégradation des graisses ;
 - k_F : constante d'hydrolyse associée à la dégradation des fibres.

10 Ainsi, si la matière organique se compose d'une fraction de sucres f_S , de protéines f_P , de graisses f_G et de fibres f_F , on peut calculer la constante d'hydrolyse associée à la dégradation de la matière organique dans son ensemble selon la formule suivante :

15
$$k = f_S k_S + f_P k_P + f_G k_G + f_F k_F$$

Le tableau 2 ci-dessous reprend à titre d'exemple les valeurs recommandées pour les différentes constantes d'hydrolyse à une température de 37°C.

20

Tableau 2 : Valeurs recommandées pour les constantes d'hydrolyse (en j^{-1})

	Minimum	Maximum
k_S	0,01	5
k_P	0,01	6
k_G	0,0001	0,5
k_F	0	1

3.4- Résolution du problème de dimensionnement

25 La procédure de résolution du problème est la suivante :

- Caractériser le déchet entrant, en particulier la teneur en matière organique solide biodégradable (X_0) et en matière soluble biodégradable (S_0), et déterminer les fractions de protéines, sucres, graisses et fibres comme décrit dans l'état de la technique (Buffière et coll., 2005, Water Science and Technology, 53(8) pages 233-241) ;
- 30

- Choisir, en fonction de la nature du déchet entrant, les valeurs de X_1 et de S_1 qui sont optimales par rapport au traitement souhaité ;
 - Calculer, à partir des données du tableau 1, la constante cinétique du procédé ;
- 5 - Résoudre le système de trois équations à trois inconnues constitué par les équations 1, 2 et 3 afin de connaître M_R , D_8 et s .

4- Exemple d'application de la méthode de paramétrage

10 4.1- Données d'entrées

On souhaite traiter des produits organiques solides selon les caractéristiques suivantes :

Flux de produits organiques solides à traiter : $D_0 = 1000$ kg/jour.

15 Matière organiques solides biodégradables $X_0 = 0,2$ kgMO/kg de déchets, ou produits organiques solides à traiter ; constitués principalement de sucres ($f_S=0,8$) et de fibres ($f_F=0,2$).

Matière organiques solubles biodégradable: $S_0 = 0,1$ kgMO/kg de déchets.

20 Le séparateur utilisé a les caractéristiques suivantes :

$t=1$, c'est-à-dire qu'on a une séparation totale du solide au niveau du séparateur ;

$c= 0.2$

25 On souhaite obtenir un taux d'hydrolyse de matière organique biodégradable de 70% ($p=0,7$).

4.2-Dimensionnement :

a- Choix de X_1 : On choisit la valeur de $0,05$ kgMO/kg

30 b- Choix de S_1 : Compte tenu de la forte teneur en sucre et du risque d'inhibition rapide associé, on prend une valeur assez faible pour $f = 0.1$;

c- Calcul de k : On prend $k_S=0.18$ et $k_F=0.03$, qui sont des valeurs fréquemment rencontrées dans la bibliographie; il vient $k=0.15$ j⁻¹.

35 Dans la mesure où $t=1$, les équations 1 et 2 peuvent être combinées pour donner directement la valeur de M_R :

$$M_R = \rho \frac{X_0 D_0}{X_1 k}$$

en réinjectant dans l'équation 3 : $D_8 = \frac{S_0 - S_1 + \rho X_0}{S_1} D_0$

Et pour s :

$$s = \frac{\frac{X_1}{X_0} - \frac{1-\rho}{S_0 + \rho X_0} S_1}{\frac{X_1}{X_0} - c \frac{1-\rho}{S_0 + \rho X_0} S_1}$$

- 5 4.3- Résultats :
- $M_R=18667$ kg
- $D_8= 47000$ kg/j
- $S=0.98$
- $TSL=0.4$ jours
- 10 $TSS=15.6$ jours

15 Bien entendu, il est possible de procéder autrement pour paramétrer conformément à l'invention l'installation pour le traitement de produits organiques solides en fonction desdits déchets à traiter. Par exemple, il est possible de fixer les dimensions du réacteur et de procéder à deux ou trois tests dans lesquels on fait varier le TSL et/ou le TSS pour se rapprocher au mieux du rendement souhaité.

PUBLICATIONS

- 5 - Z. Wang et C.J. Banks [2000], Accelerated hydrolysis and acidification of municipal solid waste in a flushing anaerobic bio-reactor using treated leachate recirculation, Waste Management and Research, 18, 215-223;
- 10 - Wang, Z. and Banks, C.J. [2003] Evaluation of a two-stage anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir wastes. Process Biochemistry. 38, 1267-1273.
- Buffière et coll., 2005, Water Science and Technology, 53(8) pages 233-241
- US 4,022,665 (Sambhunath Ghosh and all) "Two phaser anaerobic digestion" publié le 10 mai 1977
- 15 - FR 2 324 581 (HITACHI) « Procédé et système pour le traitement anaérobie des déchets biochimiques » publié le 15 avril 1977
- GB 2013170 (Patrick Joseph Nawell and all.) "Anaerobic treatment of waste to produce methane" publié le 8 août 1979
- 20 - EP 0 142 873 (GIST BROCADES) « Process and apparatus for anaerobic fermentation of solid wastes in water in two phases » publié le 29 mai 1985
- DE 40 00 834 (Eisenmann MaschienenbauKG) « Verfahren und Anlage zur Biomethanisierung von organischen Reststoffen » publié le 13 janvier 1990
- 25 - EP 0 484 867 (ECOLMARE) « process for the utilization of organic wastes for producing biogas and agricultural products » publié le 13 mai 1992
- US 4,396,402 (Sambhunath Ghosh) « Gas production by accelerated bioleaching of organic materials » publié le 2 août 1983
- 30 - NL8001997 publié le 2 novembre 1981
- EP 0 152 730, (L'Etat belge) « Procédé de production de méthane par digestion anaérobie de matières organiques » publié le 13 mai 1987
- GB 2 230 004 (Ivor Pallett and all) « Method for treating solid waste » publié le 10 octobre 1990

- FR 2 702 764 (GAZ DE France) « Procédé et installation de fermentation anaérobie de matière organique » publié le 23 septembre 1994
- EP 0 566 056 (REA GESELLSCHAFT) « Verfahren zur biologischen Aufbereitung organischer Substanzen, insbesondere zur anaeroben biologischen Hydrolyse zur anschliessenden Biomethanisierung, und Vorrichtung zur Durchführung des Verfahrens » publié le 20 octobre 1993
- US 2006/0151004 (Yoshio Terada and all.) "Cleaning sheet and method for cleaning substrate processing apparatus" publié le 13 juillet 2006
- WO2006/048008 (BRANDENBURGISCHE TECHNISCHE UNIVERSITAT COTTBUS) « Method for decomposing biogenic material » publié le 3 novembre 2005.

REVENDEICATIONS

1- Procédé de traitement en continu de produits organiques solides dans lequel des produits organiques solides sont traités dans un réacteur d'hydrolyse (10), caractérisé en ce que

- on introduit une fraction de liquide traité (D_8) dans le réacteur d'hydrolyse de manière à modifier le temps de séjour liquide (TSL) dans le réacteur d'hydrolyse en fonction des caractéristiques des produits organiques solides à traiter et d'un taux de dégradation des produits organiques solides (ρ) souhaité, et

- on réintroduit une fraction de solides traités (D_5) sortant du réacteur d'hydrolyse dans ledit réacteur d'hydrolyse, de manière à modifier le temps de séjour des produits organiques solides (TSS) dans le réacteur d'hydrolyse en fonction des caractéristiques des produits organiques solides à traiter et du taux de dégradation des produits organiques solides (ρ) souhaité.

2- Procédé de traitement selon la revendication 1, caractérisé en ce que

- on traite une phase liquide (D_3) sortant du réacteur d'hydrolyse dans un réacteur de méthanisation, la fraction de liquide traité introduite dans le réacteur d'hydrolyse étant au moins partiellement prélevée au sortir du réacteur de méthanisation.

3- Procédé de traitement selon l'une des revendications 1 à 2, caractérisé en ce que

- on traite en parallèle des rejets liquides (D_9) introduits directement dans un réacteur de méthanisation (11), la fraction de liquide traité introduite dans le réacteur d'hydrolyse étant au moins partiellement prélevée au sortir du réacteur de méthanisation

4- Procédé de traitement selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que

- on caractérise la teneur en matière organique solide biodégradable (X_0) et en matière organique soluble biodégradable (S_0) des produits organiques solides à traiter, et

- on détermine la teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres dans ladite matière organique solide biodégradable et dans ladite matière soluble biodégradable,

de manière à adapter la constante d'hydrolyse (k) dans le réacteur d'hydrolyse aux caractéristiques des produits organiques solides à traiter.

5- Procédé de traitement selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que

- on fixe la concentration de travail en matière organique biodégradable solide (X_1) et la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble (S_1) dans le réacteur d'hydrolyse en fonction de la nature des produits organiques solides à traiter.

5 6- Procédé selon la revendication 5, caractérisé en ce que la concentration de travail en matière organique biodégradable solide (X_1) est comprise entre 0.005 et 3 kgMO/kg.

10 7- Procédé selon l'une des revendications 5 à 6, caractérisé en ce que la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble (S_1) est faible par rapport à la concentration de travail en matière organique biodégradable solide (X_1).

8- Procédé de traitement selon l'une des revendications 4 à 7, caractérisé en ce que

15 - on détermine les dimensions (M_R) du réacteur d'hydrolyse et la fraction de solides traités (s) à réintroduire dans ledit réacteur d'hydrolyse en fonction :

- de la teneur en matière organique solide biodégradable (X_0) des produits organiques solides à traiter et de leur teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres ;

20 - de la teneur en matière soluble biodégradable (S_0) des produits organiques solides à traiter et de leur teneur en protéines, en sucres, en graisses et en fibres,

- de la constante d'hydrolyse (k) dans le réacteur d'hydrolyse ;

- de la concentration de travail en matière organique biodégradable solide (X_1) ;

25 - de la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble (S_1) ; et

- du taux d'hydrolyse de la matière biodégradable souhaité.

9- Procédé de traitement selon l'une des revendications 4 à 8, caractérisé en ce que

30 - on détermine la fraction de liquide traité (D_8) à réintroduire dans le réacteur d'hydrolyse en fonction :

- de la teneur en matière organique soluble biodégradable (S_0) des produits organiques solides à traiter ;

35 - de la concentration de travail en matière organique biodégradable soluble (S_1) dans le réacteur d'hydrolyse ;

- de la teneur en matière organique solide biodégradable (X_0) des produits organiques solides à traiter ;

- du débit d'entrée des produits organiques solides à traiter dans le réacteur d'hydrolyse, et

- du taux d'hydrolyse de la matière biodégradable souhaité.

5 10- Utilisation d'une installation pour le traitement en continu de produits organiques solides comportant

- un réacteur d'hydrolyse (10) ;

- un conduit d'arrivée de produits organiques solides apte à alimenter en continu le réacteur d'hydrolyse en produits organiques solides ;

10 - des moyens de séparation de phases (12) aptes à séparer une phase liquide d'une phase solide au sortir du réacteur d'hydrolyse ;

- des moyens de réinjection (13) contrôlée d'une fraction de la phase solide dans le réacteur d'hydrolyse

- des moyens d'alimentation (16) contrôlée du réacteur d'hydrolyse en liquide traité,

15 pour mettre en œuvre le procédé selon l'une des revendications 1 à 9.

11- Utilisation selon la revendication 10, caractérisée en ce que l'installation comporte

- un réacteur de méthanisation (11),

20 - un conduit d'arrivée de déchets liquides apte à alimenter le réacteur de méthanisation en déchets liquides à traiter

- des moyens de réinjection (16) contrôlée d'une fraction de liquide traité sortant du réacteur de méthanisation dans le réacteur d'hydrolyse.

1/2

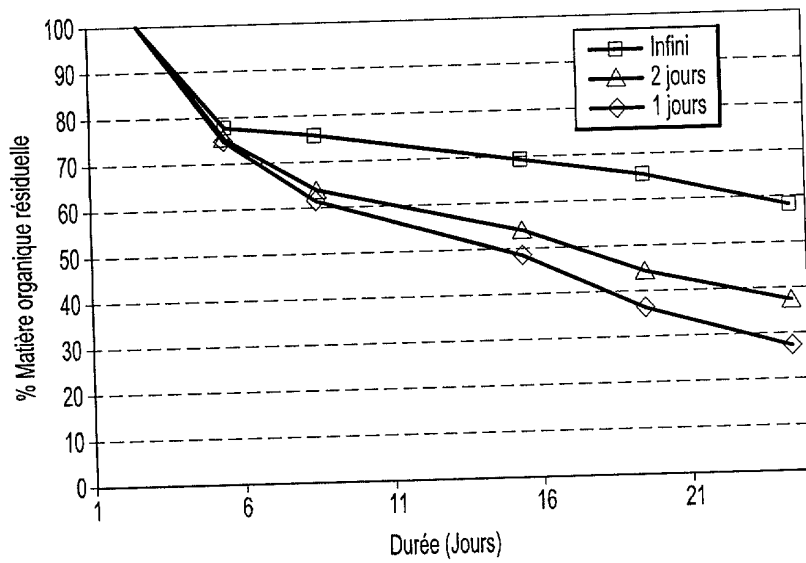


Fig. 1

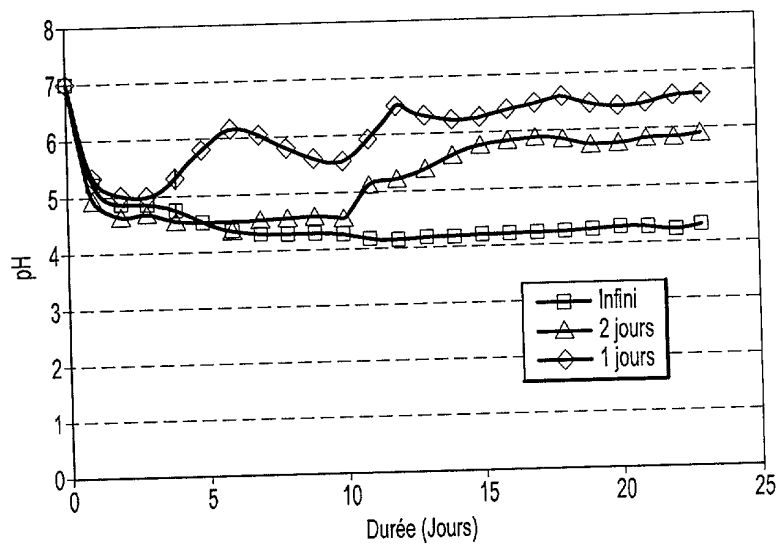


Fig. 2

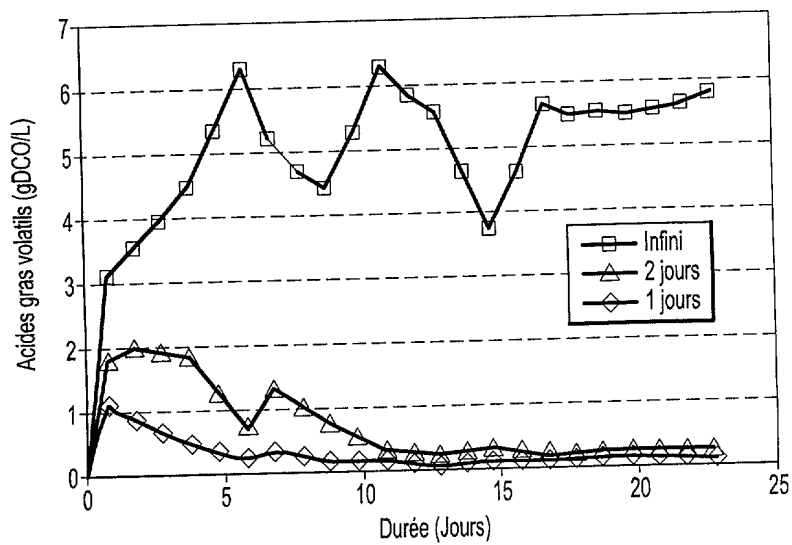


Fig. 3

2 / 2

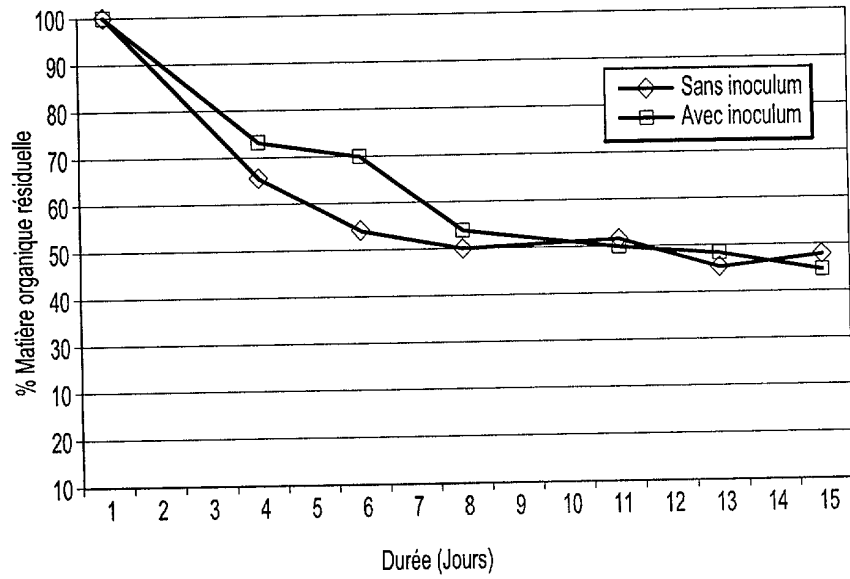


Fig. 4

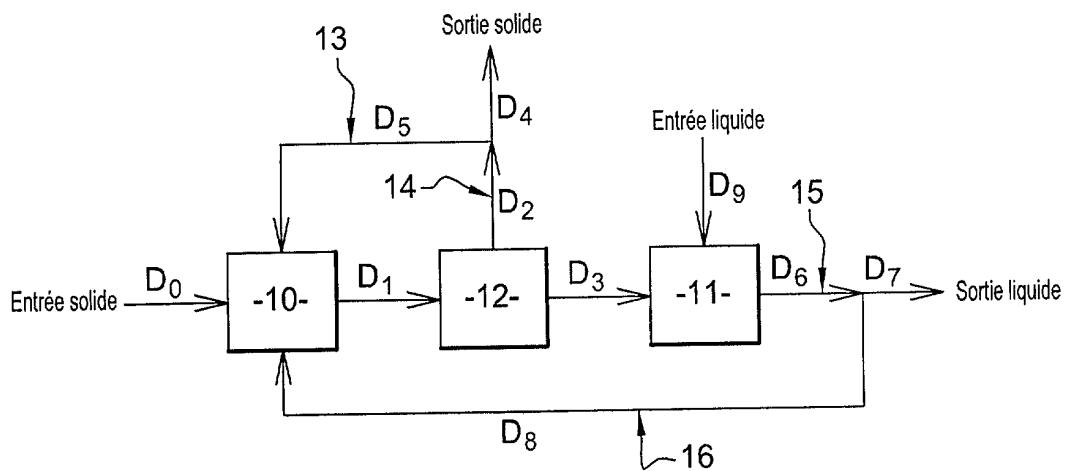


Fig. 5

RAPPORT DE RECHERCHE

articles L.612-14, L.612-17 et R.612-53 à 69 du code de la propriété intellectuelle

OBJET DU RAPPORT DE RECHERCHE

L'I.N.P.I. annexe à chaque brevet un "RAPPORT DE RECHERCHE" citant les éléments de l'état de la technique qui peuvent être pris en considération pour apprécier la brevetabilité de l'invention, au sens des articles L. 611-11 (nouveau) et L. 611-14 (activité inventive) du code de la propriété intellectuelle. Ce rapport porte sur les revendications du brevet qui définissent l'objet de l'invention et délimitent l'étendue de la protection.

Après délivrance, l'I.N.P.I. peut, à la requête de toute personne intéressée, formuler un "AVIS DOCUMENTAIRE" sur la base des documents cités dans ce rapport de recherche et de tout autre document que le requérant souhaite voir prendre en considération.

CONDITIONS D'ÉTABLISSEMENT DU PRÉSENT RAPPORT DE RECHERCHE

- Le demandeur a présenté des observations en réponse au rapport de recherche préliminaire.
- Le demandeur a maintenu les revendications.
- Le demandeur a modifié les revendications.
- Le demandeur a modifié la description pour en éliminer les éléments qui n'étaient plus en concordance avec les nouvelles revendications.
- Les tiers ont présenté des observations après publication du rapport de recherche préliminaire.
- Un rapport de recherche préliminaire complémentaire a été établi.

DOCUMENTS CITÉS DANS LE PRÉSENT RAPPORT DE RECHERCHE

La répartition des documents entre les rubriques 1, 2 et 3 tient compte, le cas échéant, des revendications déposées en dernier lieu et/ou des observations présentées.

- Les documents énumérés à la rubrique 1 ci-après sont susceptibles d'être pris en considération pour apprécier la brevetabilité de l'invention.
- Les documents énumérés à la rubrique 2 ci-après illustrent l'arrière-plan technologique général.
- Les documents énumérés à la rubrique 3 ci-après ont été cités en cours de procédure, mais leur pertinence dépend de la validité des priorités revendiquées.
- Aucun document n'a été cité en cours de procédure.

**1. ELEMENTS DE L'ETAT DE LA TECHNIQUE SUSCEPTIBLES D'ETRE PRIS EN
CONSIDERATION POUR APPRECIER LA BREVETABILITE DE L'INVENTION**

EP 0 142 873 A (GIST BROCADES NV [NL])
29 mai 1985 (1985-05-29)

**2. ELEMENTS DE L'ETAT DE LA TECHNIQUE ILLUSTRANT L'ARRIERE-PLAN
TECHNOLOGIQUE GENERAL**

EP 1 473 279 A (ZIEGELEI GASSER GMBH SRL [IT])
3 novembre 2004 (2004-11-03)

US 2004/182779 A1 (KILIAN RODOLFO ERNESTO [US] ET AL)
23 septembre 2004 (2004-09-23)

GB 2 428 670 A (BARRY HOWARD WASTE MAN LTD [GB])
7 février 2007 (2007-02-07)

EP 0 152 730 A (BELGE ETAT [BE])
28 août 1985 (1985-08-28)

**3. ELEMENTS DE L'ETAT DE LA TECHNIQUE DONT LA PERTINENCE DEPEND
DE LA VALIDITE DES PRIORITES**

NEANT