

Filtration membranaire des lisiers de porc

Partie 1 : synthèse bibliographique

La concentration des zones d'élevage a abouti, dans le Grand Ouest, à des productions d'éléments fertilisants supérieures aux quantités exportées par les cultures. Les cantons produisant plus de 170 kg N organique/ha/an ont été classés en Zones d'Excédent Structurel (ZES) avec une obligation de résorption de ces excédents. Les ¾ des procédés mis en place correspondent à du traitement biologique par boue activée. Ces unités concernent plus de 80 % des lisiers traités car elles sont adaptées à de gros volumes de traitement (Levasseur et Lemaire, 2005). Ce procédé, particulièrement destiné au traitement de l'azote, s'est également bien adapté au traitement du phosphore par la mise en place de séparateurs de phases liquides-solides en amont des digesteurs aérobies, essentiellement des décanteuses centrifuges.

Pourquoi s'intéresser à la filtration membranaire ?

Si le traitement biologique par boue activée s'est efficacement imposé pour la gestion de l'azote et du phosphore, il demeure sans effet sur les éléments solubles. Ainsi le **potassium** et le **sodium** se retrouvent presque intégralement dans les eaux résiduaires. Ces effluents sont alors généralement épandus à des doses élevées, de 200 à 300 m³/ha/an. Il en résulte des apports moyens de K₂O et Na₂O de respectivement 600 et 100 kg/ha/an, soit des valeurs très supérieures aux exportations culturales les plus courantes. Actuellement, il n'existe que deux procédés opérationnels pour le traitement des effluents d'élevage permettant de concentrer ces éléments solubles du lisier. Il s'agit :

- **Du compostage** qui concentre l'ensemble des éléments (dont les solutés) dans un produit unique, le compost. Compte tenu de l'effet de « dilution » lié à l'incorporation d'un substrat ligno-cellulosique et, parfois, d'une humidité résiduelle élevée du compost, les teneurs en N, P et K restent réduites et le volume du compost est élevé, ce qui engendre d'importants **coûts de transport**. Par ailleurs, le compostage demeure un procédé onéreux, en raison de **coûts de main d'œuvre et d'approvisionnement en paille**, ce qui en fait une méthode de traitement généralement réservée à de **petits excédents**.

- **De la déshydratation du lisier** où deux procédés sont actuellement explorés. Le principe consiste soit à **réutiliser l'air extrait des porcheries pour évaporer l'eau contenue dans le lisier**, soit à **utiliser la chaleur produite par une unité de méthanisation**. Dans le premier cas, la faible capacité évaporative de l'air extrait implique des **séchoirs** de grande capacité ce qui engendre des **coûts d'investissement élevés**. Dans le deuxième cas, la possibilité de produire de la **chaleur** accroît considérablement les perspectives de déshydratation par la combustion directe du biogaz ou par l'utilisation des pertes thermiques du co-générateur ; la **vente d'électricité** permettant alors d'espérer un retour sur investissement. Les disponibilités en co-substrats très fermentescibles demeurent cependant limitées et les investissements sont considérables, ce qui limite le développement de cette technologie.

Outre le problème de la gestion des éléments solubles vu jusqu'à présent, il est constaté que 95 % des procédés de traitement actuellement en fonctionnement ont également la particularité de détruire 50 à plus de 70 % de l'azote du lisier. Cela aboutit à un refus de séparation de phases ou à un compost, ayant un rapport N/P inadapté au besoin des cultures, contrairement au lisier d'origine bien équilibré en ces deux éléments. Par ailleurs, nous sommes (et demeureront vraisemblablement) dans un contexte globalement haussier du



Résumé

Depuis le début des années 90, les essais d'application des techniques de filtration membranaire aux effluents d'élevage se sont multipliés, essentiellement à l'échelle du laboratoire et, parfois, de l'exploitation. La nanofiltration, et a fortiori l'osmose inverse, permettent de concentrer les éléments fertilisants solubles, dont les sels et l'azote ammoniacal, afin de pouvoir les transporter à un coût acceptable en dehors des zones excédentaires. Après avoir rappelé les principes de la filtration membranaire, cette synthèse fait le point sur le problème du colmatage, principal écueil rencontré lors de la mise en œuvre de ces procédés et les solutions qui en découlent : pré-traitements et procédures de lavage. Le facteur de réduction volumique constitue également une notion à prendre en compte. Il impacte notablement le coût du traitement et du transport des éléments fertilisants. Enfin, la gestion de l'azote ammoniacal, élément relativement spécifique des déjections animales, n'est pas sans poser des difficultés de par un comportement atypique. Cette synthèse montre que les techniques de séparation par filtration membranaire sont reconnues comme performantes, sûres, faciles à conduire mais délicates à mettre au point et à dimensionner. Le colmatage reste difficile à éviter ou à limiter et complexe à analyser.

Pascal Levasseur
Rémi Monchal

Cette étude a été financée par le programme national de développement agricole.

Il n'existe pas, à l'heure actuelle, une solution généralisable permettant à la fois de conserver et de concentrer l'intégralité des éléments fertilisants du lisier.

Le phénomène d'osmose est un processus naturel, qui tend à équilibrer les concentrations de deux liquides séparés par une membrane dense et semi-perméable.

prix des engrais notamment celui de l'**azote**, élément renouvelable mais coûteux à produire. Selon Noble Foundation (2001, citée par Massé et al, 2007), il faut en effet 1 m³ de gaz naturel pour produire 1 kg d'ammoniac anhydre.

Ainsi, il est à retenir qu'il n'existe pas, à l'heure actuelle, une solution généralisable permettant à la fois de conserver et de concentrer l'intégralité des éléments fertilisants du lisier (dont l'azote ammoniacal et les autres éléments solubles). C'est dans ce contexte que l'IFIP a décidé d'étudier les techniques de filtration membranaire. Dans cette première partie consacrée à une synthèse bibliographique, nous aborderons les applications de la micro et de l'ultrafiltration (MF et UF) aux effluents d'élevage, puis nous nous focaliserons sur les techniques de nanofiltration (NF) et d'osmose inverse (OI), compte tenu de leur aptitude à retenir ces éléments solubles. Dans le prochain numéro de Techniporc, nous développerons plus concrètement les perspectives d'application de ces techniques pour la filière porcine.

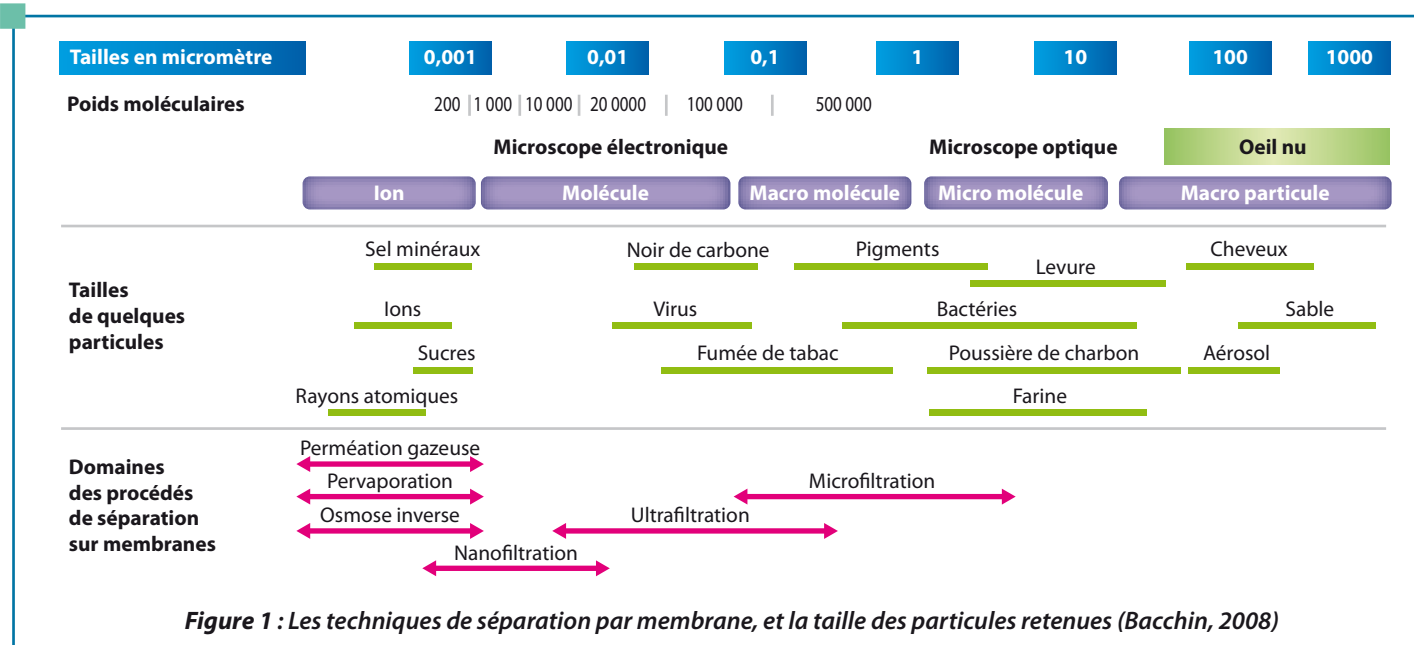
Principe de la filtration membranaire et application aux effluents d'élevage

Plusieurs procédés de **séparation liquides-solides** sont relativement connus dans la filière porcine : décanteuse centrifuge, vis compacteuse, filtre-pressé à bandes ou à plateaux, ... ; ils agissent par **filtration ou décantation**. La taille des particules captées est relativement élevée, de 10 à plus de 200 µm selon la technologie mise en œuvre. Pour retenir des particules plus fines, il est nécessaire d'employer des techniques de filtration membranaire : la MF retient ainsi des particules de taille comprise entre 0,1 et 5 µm, l'UF celles de 0,005 à 0,05 µm et la NF jusqu'à 10⁻⁴ – 10⁻³ µm (Figure 1).

La figure 1 montre que la **nanofiltration** s'avère en théorie insuffisante pour retenir totalement les éléments ioniques les plus petits (donc le NH₄⁺, le K⁺ et le Na⁺). Toutefois, des tests menés par Viau et Normandin (1990, cités par Massé et al, 2007) avaient obtenu une rétention respectivement de 52 et 78 % du NH₄⁺ et du K⁺ après la nanofiltration d'un digestat de lisier de porc. Des essais égale-

ment menés par l'IFIP-institut du Porc et CAP 50 (2009, résultats non publiés) avaient montré une **réduction par 4 et 2 des teneurs en azote ammoniacal et potassium** d'un filtrat de nanofiltration d'un lisier de porc. Comme ce filtrat peut ne représenter que **50 à 70 % du volume initial**, l'abattement reste finalement modéré. La NF présente cependant l'avantage, par rapport à l'OI (**osmose inverse**), de travailler à moindre pression et avec des débits supérieurs. Mais pour des niveaux d'excédent élevés, l'OI sera à privilégier car elle permet une rétention des éléments dissous de **95 % à plus de 99 %** (Massé et al, 2007).

Le phénomène d'osmose est un processus naturel, qui tend à équilibrer les concentrations de deux liquides séparés par une membrane dense et semi-perméable. Les transferts des molécules de solvant (l'eau le plus souvent) et des petits solutés se font par **solubilisation-diffusion, du compartiment le moins concentré vers le plus concentré**. Le transfert ne dépend donc pas que de la taille des molécules, mais de leur solubilité dans la membrane. L'OI, à l'inverse de l'osmose, consiste à appliquer une **pression** sur le com-



partiment le plus concentré afin de provoquer le transfert de solvant vers le milieu le moins concentré ; quelques molécules solutés traversent également. Les techniques d'OI ne peuvent cependant être appliquées directement sur des lisiers bruts en raison de la charge élevée qui entraîne un **colmatage**. Cet aspect constitue d'ailleurs l'un des principaux freins à l'application de l'ensemble des techniques de filtration membranaire aux effluents d'élevage.

Le colmatage des membranes et les moyens d'y remédier :

Les causes du colmatage

Sur un module de micro ou d'ultra filtration, le colmatage peut se produire pour différentes raisons : (i) le dépôt de solide à la surface ou dans les pores de la membrane contribue à la formation d'un « gâteau » ; ce phénomène peut être évité par l'application d'un effet de cisaillement plus ou moins élevé en surface de membrane ; (ii) la **présence de colloïdes**, qui contribuent à la formation d'un gel en surface ; ce phénomène peut également être limité par un effet de cisaillement élevé sur la paroi et/ou l'utilisation de coagulant/floculant en amont de la filtration (les floccs emprisonnant les colloïdes pénètrent moins les pores de la membrane) ; (iii) le développement de colonies bactériennes entraînant la formation d'un biofilm (photos 1) ; (iiii) enfin, l'adsorption de molécules sur la membrane qui crée des liaisons chimiques très difficiles à rompre.

Dans un module d'OI, le colmatage peut être dû, outre les causes précédentes, à la **polarisation de concentration à la surface** de la membrane et à la **cristallisation des sels** très concentrés sur la membrane (Maurel).

Le colmatage est responsable d'une baisse de la perméabilité membranaire. Ainsi, lors de la MF d'un digestat de lisier de porc, Zhang et al (2007) ont observé une réduction du flux de perméat de 100 à 5-10 l/m²/h après 2 mois de fonctionnement. Ce débit membranaire doit être le plus élevé possible et en tout état de cause, bien cerné afin de pouvoir **dimensionner le procédé de traitement**.

Les prétraitements en amont de l'osmose inverse ou de la nanofiltration

Une NF, et *a fortiori* une OI, nécessite un pré-traitement afin de retarder ces phénomènes de colmatage et pour **accroître la durée de vie des membranes** (Massé et al, 2007). De plus, la présence de grains de sable ou les soies présentes dans les lisiers peuvent percer ou déchirer les membranes, en raison de leur vitesse de passage (Pieters et al, 1999). En termes d'application, la détermination *a priori* du niveau de performance requis pour le prétraitement est difficile à établir car l'expérience acquise sur les effluents industriels est rarement extrapolable aux effluents d'élevage.

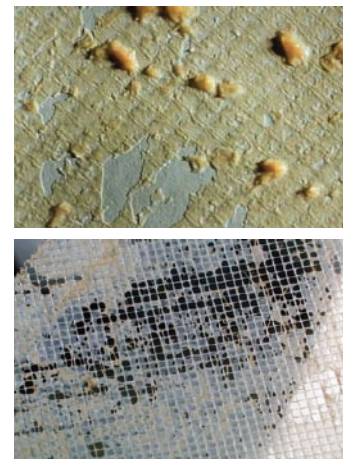
Pour éliminer des éléments grossiers (de 50 à plus de 200 µm) d'un effluent liquide, les techniques les plus employées sont la **décantation centrifuge ou la filtration par tamis, le filtre-pressé ou le séparateur à vis** (Bilstad et al, 1992, Moller et al, 2002 ; Zhang et al, 2004 ; Jorgensen et Jensen, 2009). Pour améliorer le taux de capture des éléments, il peut être rajouté des coagulants et/ou des floculants en amont de ces dispositifs. Les coagulants sont d'origine minérale (FeCl₃ ou Al₂(SO₄)₃) ou organique (polymères synthétiques). Leur charge positive permet de neutraliser les forces de répulsion entre éléments colloïdaux char-

gés eux négativement. Cette déstabilisation aboutit à la formation de « microflocs ». Les floculants, par leur poids moléculaire élevé, permettent l'agglomération de ces éléments particuliers ou colloïdaux déstabilisés. Il est à noter que des colmatages irréversibles de membranes par les polymères ont parfois été rapportés (Juang et Chiou, 2001) ; mais pour Bouchard et al (2003), le pouvoir colmatant des micro-flocs serait moins élevé que celui des colloïdes, car ils seraient plus gros et pénétreraient moins en profondeur dans les pores des membranes.

D'autres techniques d'épuration, telles que la **décantation gravitaire ou l'utilisation de sacs de filtration** ont été testées (Pieters et al, 1999, Zhang et al, 2004, Fugère et al, 2005). Mais ces applications nous semblent difficilement envisageables pour la filière porcine, essentiellement pour des raisons pratiques de temps et d'encombrement compte tenu des volumes à traiter.

A l'issue de ces traitements primaires, les effluents sont généralement encore trop riches en colloïdes et matières fines en suspension. Pour éviter le colmatage en OI, Pieters et al (1999) et Massé et al (2008) préconisent une filtration sur membrane MF ou UF dont le seuil de coupure est de 0,01 µm, les colloïdes étant alors intégralement retenus (Fugère et al, 2005). Toutefois, nous n'avons pas connaissance, à l'heure actuelle, d'une telle succession de séparations qui serait satisfaisante économiquement sur des lisiers bruts.

L'emploi d'un bio réacteur à membrane (BRM) peut alors être utile. Son principe est bien connu : il consiste à opérer une nitrification/dénitrification dans un réacteur biologique couplé à une MF ou UF (Photo 2). Les membranes peuvent être immergées dans le BRM. Un bullage d'air le long des



Photos 1: Formation d'un biofilm sur une membrane (en haut) et son drain (en bas) (Manuel technique DOW)

Le colmatage est responsable d'une baisse de la perméabilité membranaire.

Le dépôt de solide à la surface ou dans les pores de la membrane contribue à la formation d'un « gâteau ».

L'expérience acquise sur les effluents industriels est rarement extrapolable aux effluents d'élevage.

L'emploi d'un bio-réacteur à membrane consiste à opérer une nitrification/dénitrification dans un réacteur biologique couplé à une filtration.

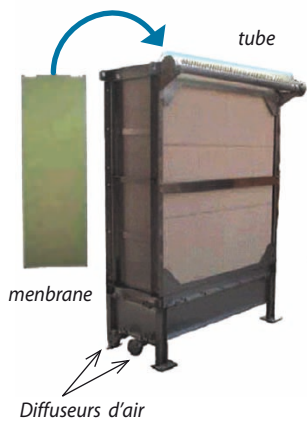


Photo 2 : Membrane incluse dans une cassette Toray (Gaid)

membranes et la plus faible pression appliquée limite le colmatage (Gaïd). Cette digestion aérobie qui abat l'azote minéral au même titre qu'un procédé de traitement par boue activée, semble ainsi réduire notablement les problèmes de colmatage, probablement par élimination d'une partie des éléments colloïdaux.

Bien que l'abattement d'azote ne nous apparaisse pas comme un objectif durable, cette technique laisse entrevoir des perspectives intéressantes pour la filtration des **eaux résiduaires** issues des centaines de stations de traitement des lisiers de porc actuellement en fonctionnement dans le Grand Ouest français.

De la même manière, la filtration membranaire semble plus aisée **après une digestion anaérobie** (Bilstad et al, 1992). Cela pourrait être imputable à la réduction de la teneur en colloïdes organiques mais la **méthanisation** contribue aussi à un abattement partiel des éléments particuliers de taille comprise entre 1 et 60 microns (Marcato et al, 2008, Figure 2). La répartition bimodale de la taille des particules, observée sur lisier brut, se retrouve également dans un lisier méthanisé (Massé et al, 2005 ; Marcato et al, 2008). Massé et al (2005) obtiennent cependant un pic sur la gamme 0,1-1 µm, non visible sur la figure 2, et qui serait susceptible d'obstruer les pores d'une membrane de MF.

La bibliographie montre ainsi que les tests de pré-traitements avant filtration membranaire (la digestion aérobie ou anaérobie pouvant être considérée comme telle)

Tableau 1 : Concentration d'urine de bovin avant et après osmose inverse (Thorneby et al, 1999)

	Entrée OI	Concentrat	Perméat
pH	7,8	7,9	7,4
DCO	8850 mg/l	53400 mg/l	39 mg/l
Azote	1050 mg/l	5030 mg/l	42 mg/l
Phosphore	60 mg/l	260 mg/l	0,02 mg/l

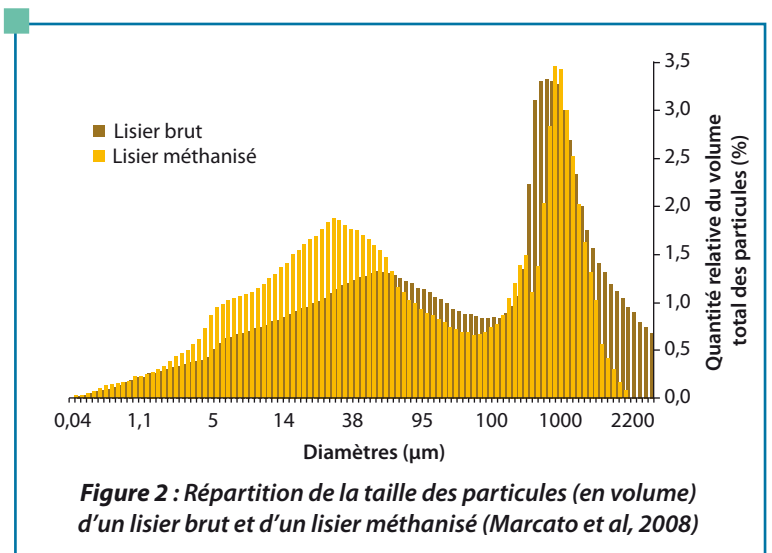


Figure 2 : Répartition de la taille des particules (en volume) d'un lisier brut et d'un lisier méthanisé (Marcato et al, 2008)

ont essentiellement porté sur des lisiers bruts.

Une alternative serait d'initier la séquence de traitement par une séparation des urines et des fèces dans les bâtiments. Ces techniques pourraient en effet se développer en raison de leurs bénéfices en termes d'émissions d'ammoniac, d'odeurs et de résorption des excédents. La filtration membranaire est alors applicable aux urines, contenant la quasi-totalité du potassium et l'essentiel de l'azote minéral (45 % de l'azote total). Thorneby et al (1999, tableau 1) ont réalisé une OI sur des urines de bovin et de truies après une filtration à 30 µm. Sur des urines de bovins contenant initialement 1050 mg/l d'azote, majoritairement solubilisé, l'OI parvient à fournir un perméat ne contenant plus que 42 mg N/l.

Prévention du colmatage par le choix des équipements

La création de **turbulences** à la surface des membranes peut être également un moyen de retarder le colmatage. Deux types de techniques sont employés :

Les méthodes de filtration tangentielle créent ces turbulences de surface par une circulation du liquide parallèlement à la membrane. Le liquide enlève ainsi, au fur et à mesure de sa progression, l'essentiel des dépôts sur la membrane. Plus la vitesse dans le filtre

est élevée, plus il y a du cisaillement, et plus les particules seront transportées dans le rétentat. Un compromis doit cependant être trouvé avec la **consommation d'énergie et l'usure des membranes**. La figure 3 montre que le coût de fonctionnement, pour un module d'ultrafiltration appliqué à du lisier de porc, est optimisé pour un niveau de pression de 100 kPa et un débit de recirculation de 2 à 2,5 m/s (Fugère et al, 2005). Les techniques de filtration membranaire tangentielle sont courantes et s'appliquent tant en MF, UF, NF, qu'en OI.

La filtration « dynamique » constitue une alternative à la filtration tangentielle avec circulation. Le principe consiste à créer les turbulences de surface non pas en augmentant la vitesse de recirculation de l'effluent à traiter mais par la mise en **mouvement mécanique** soit de **disques** de décolmatage, soit du dispositif de filtration proprement dit. A notre connaissance, l'utilisation de disques de décolmatage n'est pratiquée qu'à l'échelle expérimentale dans le domaine des lisiers. Pall et KMI en proposent cependant dans le domaine industriel pour des produits visqueux (IFTS, comm. personnelle). La technique consistant à faire vibrer le module de filtration (par rotation sur un axe de torsion vertical) fait également l'objet d'applications industrielles (Johnson et al, 2004 ; Massé et al, 2007) ; le coût énergétique peut être réduit

par une vibration à la fréquence de résonance.

Le choix de la nature de membrane reste également à déterminer pour la filtration membranaire des effluents d'élevage : selon Pieters et al (1999) et Remigny et Desclaux, les membranes en céramique seraient préférables aux membranes organiques, car elles sont résistantes à la température, à l'abrasion et aux produits chimiques, ce qui facilite leur nettoyage (Tableau 2). Toutefois, une étude technico-économique menée sur une période de temps longue serait nécessaire pour confirmer ces affirmations.

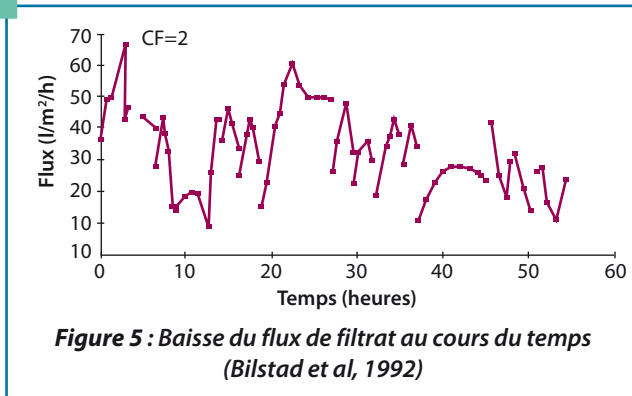
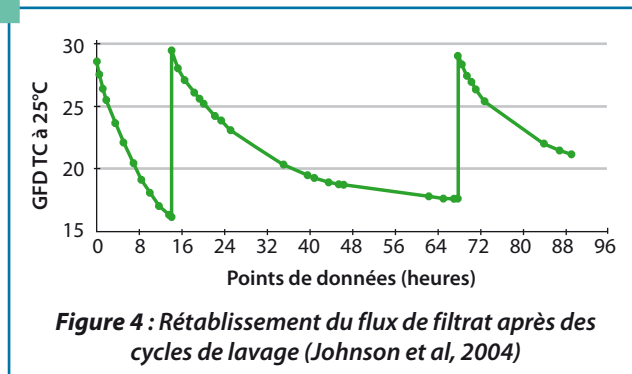
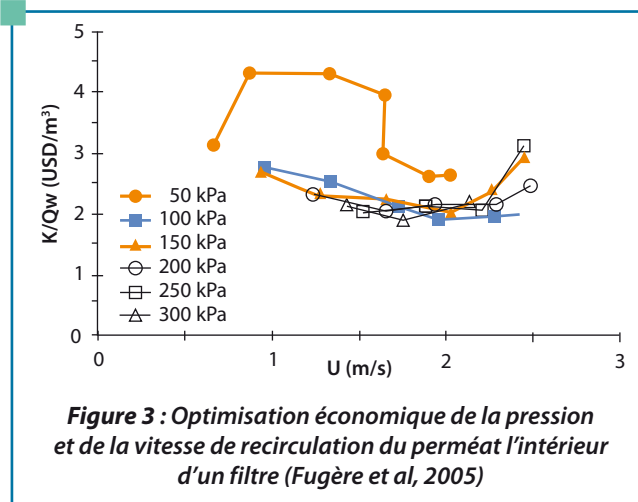
Le lavage des membranes, une procédure indispensable

Quelle que soit l'efficacité des prétraitements, les membranes feront progressivement l'objet d'un colmatage. La baisse du flux de filtrat qui en résulte peut être annulée par des cycles de lavage (Figure 4). Le procédé le plus simple, lorsque le dispositif le permet, consiste à faire circuler du perméat à contre-courant à travers la membrane. Bien que l'efficacité soit modérée, la procédure est rapide et n'utilise pas de consommable. Les traitements chimiques demeurent toutefois un complément indispensable. Les procédures d'application diffèrent selon la composition des effluents traités et les technologies mises en œuvre : les plus communes consistent en un lavage à la

soude, pour enlever les matières organiques, et/ou un lavage à l'acide, pour enlever les matières minérales (Tableau 3). Lee et al (2001) ont ainsi testé des procédures de lavage sur une membrane de MF à 0,5 µm pour un lisier de porc préalablement méthanisé et filtré à 63 µm. Le lavage avec une solution acide a ainsi permis de rétablir 89 % du flux initial contre 24 % avec une solution alcaline ce qui suggère un colmatage par des précipités plutôt inorganiques (calcium, magnésium, sulfate).

Le suivi du débit de traitement et/ou de l'augmentation de la pression en amont du dispositif est un indicateur pour initier une procédure de lavage. Dans les essais menés par Bilstad et al (1992), avec des membranes propres et un débit de filtrat de 60 l d'eau/m²/h, la procédure de nettoyage avec agents chimiques est lancée quand le débit descend en deçà de 30 l d'effluent/m²/h. Lorsque le pouvoir colmatant d'un effluent est connu, les séquences de lavage peuvent être réalisées à intervalles de temps fixes.

Il est à noter que le colmatage n'est jamais totalement réversible quels que soient le type d'effluent et le mode de filtration. Il en résulte une baisse du débit de filtrat au cours du temps (Figure 5) qui peut dans certains cas se stabiliser. Le flux moyen et/ou stabilisé doit être connu afin d'adapter la surface membranaire au débit moyen (mesuré ou estimé) sur



la durée de vie des membranes. Cette durée de vie est aussi un élément du choix de la membrane, visant à minimiser le coût de remplacement exprimé par m³ d'effluent traité.

Tableau 2 : Avantages et limites des membranes selon la nature des matériaux les constituant (Remigny et Desclaux)

Matériaux	Membrane organique	Membrane minérale
Avantages	Grande variété de tailles de pores (MF, UF, NF, OI) Grande variété de géométries (plan, tube, spirale, fibre creuse) Coût peu élevé	Stabilité thermique (T>300°C) Stabilité chimique (acides/bases, oxydants) Résistance aux solvants Résistance mécanique pour le contre-lavage
Limites	Stabilité thermique (T<100°C) Stabilité chimique (pH extrêmes, oxydants) Résistance aux solvants Résistance aux contre-pressions	Coût d'investissement jusqu'à 10 fois supérieur aux membranes organiques N'existe pas pour de faibles tailles de pores (NF, OI)

Tableau 3 : Propriétés comparées de différents types de produits pour le lavage des membranes (Rabiller-Baudry)

Type de produits	Exemple	Rôle/Inconvénients
Alcalin	NaOH	Variation de la charge des solutés ionisables facilitant leur dissolution, en particulier les molécules organiques. Saponification de la matière grasse. Hydrolyse des protéines si T>80°C, pendant plus d'une heure à pH 13. Pas d'hydrolyse des protéines si T=50°C, 1 heure à pH 11,5. Faible pouvoir mouillant.
Acide	HNO ₃	Solubilisation des minéraux libres, en particulier des cations divalents. Contribution à la teneur en azote des effluents.
Complexants/ séquestrants	H ₃ PO ₄	Solubilisation des minéraux sous forme de complexes, en particulier des cations multivalents (Ca, Mg...). Efficacité moyenne, augmente la teneur en phosphore des effluents.
	Acide citrique, gluconique, lactique...	Augmente la DCO des effluents, meilleure biodégradabilité que l'EDTA mais moins efficace.
	EDTA	Très efficace, peu biodégradable, augmente la DCO des effluents.
Tensioactifs	Anioniques (SDS) Neutres (Tweenn Tritons, PEG)	Déplacement des interactions hydrophobes du système membrane/colmatants responsables de la cohésion du colmatage. Augmentation de la mouillabilité de la solution. Adsorption compétitive avec les colmatants sur la membrane. Création de micelles avec les colmatants (antiredéposition). Inconvénients: formation de mousse.
	Cationiques	Généralement interdits en Industrie Agroalimentaire.

Réduction des volumes de concentrat

Le **facteur de réduction volumique** est défini comme le rapport du volume d'effluent à traiter sur le volume de concentrat ou rétentat. Dans le cas du traitement des effluents d'élevage, l'objectif est de **concentrer au maximum les éléments fertilisants afin que leur coût de transport ultérieur soit acceptable économiquement**. Dans une filière de traitement, chaque module est caractérisé par son facteur de réduction volumique ; mais ce critère est à apprécier sur la totalité de la chaîne.

A l'issue des traitements primaires, il s'agit essentiellement d'un refus de séparation de la phase solide, contenant plus de 25 % de matière sèche. A la sortie des filtres à membranes au contraire, il est obtenu non pas un solide mais un **concentrat liquide riche en solides et en sels**. Sur l'ensemble des essais d'OI menés sur des effluents d'élevage, le facteur de réduction volumique varie, en extrême, de 2 à 10 (Massé et al, 2007). Il est certain que sur la totalité

d'une chaîne de traitement, incluant des pré-traitements, des facteurs de réduction moyens sont davantage de l'ordre de 2,5 voire 3,3.

Si des facteurs de réduction volumique supérieurs sont théoriquement possibles, ils ne correspondent pas nécessairement à un **optimum économique**. En effet, l'augmentation de la pression de travail pour compenser le différentiel de pression osmotique, qui croît avec l'augmentation de concentration du rétentat, accroît les **dépenses énergétiques**. Ces pressions accentuent également le **compactage** des membranes, réduisant leur perméabilité (Maurel). Enfin, l'efficacité de la rétention de certains éléments peut décroître. En testant des membranes d'OI sur du lisier de porc pré-traité par une série de digestions anaérobies et aérobies, Zhang et al (2004) ont montré qu'une augmentation du facteur de réduction volumique de 2 à 10 réduisait le taux de rétention en NTK de 90 à 70 % et celui du potassium de 93 à 87 %. La rétention des éléments P, Ca, Mg, Zn, Fe et Cu est, par contre, demeurée inchangée.

Le choix d'un facteur de réduction volumique devra donc être raisonné en termes d'optimum économique, résultant d'un compromis entre la réduction de volume du concentrat, la dépense énergétique, les pertes de perméabilité membranaire et la dégradation de la qualité du perméat. Ainsi, pour la gestion des excédents en éléments fertilisants de la filière porcine, les surcoûts nécessaires à l'obtention d'un rétentat plus concentré pourraient être compensés par la **réduction des tonnages de produits à transporter, selon la distance concernée**. Le choix d'un facteur de réduction volumique sera ainsi à déterminer au cas par cas, en fonction de la stratégie de résorption.

Particularité de l'azote ammoniacal

L'azote contenu dans les lisiers est présent sous les formes organique (30 %) et minérale (70 %) (Levasseur, 2005). La forme organique, majoritairement particulaire, est bien retenue par les séparateurs de phases conventionnels

Le facteur de réduction volumique devra être raisonné en termes d'optimum économique, résultant d'un compromis entre la réduction de volume du concentrat, la dépense énergétique, les pertes de perméabilité membranaire et la dégradation de la qualité du perméat.

et *a fortiori* par les techniques de filtration membranaire. La forme minérale est de l'azote ammoniacal, présente sous deux états, NH_3 et NH_4^+ . Les techniques de MF et d'UF ne permettent pas de concentrer ces éléments. En NF, le taux de capture de l'azote ammoniacal demeure modéré, comme décrit précédemment ; enfin, il est bien meilleur avec l'OI. Cette rétention concerne surtout la forme ionique (NH_4^+), mais assez peu la forme NH_3 (Thorneby et al, 1999, Massé et al, 2007). La valeur du rapport $[\text{NH}_3]/[\text{NH}_4^+]$ dépend des **conditions physico-chimiques du milieu**. Pendant la filtration membranaire, on observe un accroissement de pH par la rétention du NH_4^+ et de la **température** des effluents par la circulation tangentielle ce qui favorise ainsi l'augmentation de la proportion d'ammoniac libre ; mais, bien qu'en phase de filtration membranaire le pH du lisier puisse s'élever de 7,5 à 8,5 et sa température passer de 10-15°C (t° ambiante) à 25-35°C, la proportion de NH_3 reste généralement inférieure à 5 % de l'azote ammoniacal. Cela dit, la diffusion de l'ammoniac libre à travers la membrane d'OI tend à favoriser la formation de NH_3 dans l'effluent à traiter afin de rétablir l'équilibre des concentrations, d'où son accumulation possible dans le perméat. Ainsi, selon Massé et al (2007), différents auteurs observent des teneurs en azote ammoniacal de 42 à 1508 mg/l dans le perméat issu d'OI de déjections animales.

Pendant la phase de stockage du lisier en élevage, les pertes d'ammoniac sont estimées à 5 % (CORPEN, 2003). La température, le pH, la concentration, la vitesse du vent et le taux de remplissage favorisent les émissions d'ammoniac (Guingand, 1996). Dans un concentrat issu de filtration mem-

branaire, ces émissions pourraient être vraisemblablement plus élevées puisque les trois premiers facteurs cités se situent à des niveaux accrus par rapport à des conditions classiques de stockage.

L'acidification de l'effluent avant filtration constitue un moyen de réduire ces pertes en favorisant la formation de NH_4^+ au détriment de la forme libre. Cependant, compte tenu du **pouvoir-tampon** des effluents porcins, les quantités d'acide nécessaires peuvent être élevées. Lors de différents tests d'acidification (IFIP, résultats non publiés), nous avons dû employer 3,3 % et 0,8 % de H_2SO_4 à 96 %, sur deux lisiers, respectivement de porc charcutier et de truie gestante afin de réduire le pH de 7,5 à 6 environ. Une séparation du solide permet de réduire les quantités d'acide à utiliser, en limitant la concentration des matières s'opposant aux variations de pH. Selon Massé et al (2008), **un pH de 6,5 constitue l'optimum, pour la quantité d'acide employé** et la rétention en azote obtenue. A ce pH, la concentration en azote dans le perméat est de 35 mg/l, alors qu'à pH=8,5 (sans acidification), la concentration atteint 500 mg/l. En outre, l'utilisation d'acide limite **l'encrassement** de la membrane, en détruisant les précipités inorganiques (Massé et al, 2007, 2008) ; elle permet également d'augmenter encore la rétention en potassium (déjà très élevée) qui passe de 98-99 % à 99-99,5 % (Massé et al, 2008).

L'acidification du concentrat lui-même est également envisageable. Elle permet de se prémunir contre les pertes d'azote par volatilisation lors des opérations de stockage et d'épandage ; mais il n'y a plus de bénéfices sur la réduction des transferts membranaires de NH_3 , ni sur les effets de décolmatage.

Pour un transfert et un épandage du concentrat en l'état, l'intérêt de l'acidification demeure discutable, compte tenu du **coût et des risques liés à son utilisation**. Si un transfert sur **longue distance** ou une **déshydratation** (après méthanisation) sont envisagés, l'acidification trouve plus d'intérêt. Ce bilan demande toutefois à être mieux cerné avant toute conclusion définitive.

Conclusion

Le but de la filtration membranaire, appliquée au lisier de porc, est de concentrer au maximum l'intégralité des éléments fertilisants afin que le coût de leur transport devienne acceptable. L'avantage est également de disposer d'une eau résiduaire déminéralisée et hygiénisée, pouvant servir comme eau technique et, le cas échéant, être épandue sur les surfaces agricoles sans limitation de quantité. Les études soulèvent principalement le problème du **colmatage** qui occasionne une baisse de la perméabilité des membranes. La mise en œuvre de **pré-traitements et de procédures de lavage des membranes** sont, à ce titre, indispensables. Toutefois, dans la diversité des méthodes testées, il est encore difficile de faire un choix. Pour réduire les problèmes de colmatage dans les membranes, le nombre d'étapes de pré-traitements pourrait être augmenté. Cette succession d'étape a, en revanche, l'inconvénient majeur d'augmenter le **coût du traitement** et de dégrader le facteur de réduction volumique global de l'installation ce qui occasionnerait des coûts de transport des **co-produits** également plus élevés.

A la lecture de la bibliographie, il demeure encore difficile de se prononcer sur la **nature des membranes** à employer pour les effluents

L'acidification du concentrat permet de se prémunir contre les pertes d'azote par volatilisation lors des opérations de stockage et d'épandage.

Le but de la filtration membranaire, appliquée au lisier de porc, est de concentrer au maximum l'intégralité des éléments fertilisants afin que le coût de leur transport devienne acceptable.

La filtration membranaire dynamique, bien que plus coûteuse en investissement, semble pourtant une technologie prometteuse.

d'élevage : organique, minérale, tubulaire, spiralée, ... Bien que les techniques de filtration tangentielle soient les plus communément employées dans le milieu industriel, elles semblent encore trop sensibles au colmatage avec des effluents d'élevage bruts ; il peut en résulter des procédures de lavage onéreuses, tant en consommables, qu'en temps d'immobilisation des équipements. A contrario, la filtration membranaire dynamique, bien que plus coûteuse en investissement, semble pourtant une technologie prometteuse mais qui doit être confirmée pour les effluents d'élevage.

La préservation de l'azote ammoniacal contenu dans les lisiers constitue une difficulté supplémentaire : sous sa forme NH_3 , cet élément traverse partiellement les membranes d'osmose inverse ; sa forte concentration dans le rétentat augmente alors **le risque de volatilisation, ce qui constitue une émission polluante et une perte de valeur fertilisante**. L'utilisation d'acide est envisageable bien que présentant un **coût et des difficultés de manipulation** ; en raison du fort pouvoir tampon du lisier brut, il serait préférable de l'incorporer **après les étapes de séparation de phases liquides-solides primaires**.

Si le concentrat est destiné à être transporté et épandu en l'état, une alternative à l'utilisation d'acide consiste à **limiter les contacts avec l'air**.

Les études présentées dans le cadre de cette synthèse ont le plus souvent été réalisées sur de petits volumes d'effluents et/ou sur de trop courtes durées. Ainsi, à défaut de disposer de véritables **bilans technico-économiques**, il est encore difficile d'avoir une idée du coût réel de la filtration membranaire sur des effluents d'élevage et *a fortiori*, sur du lisier de porc. ■

Contact :

pascal.levasseur@ifip.asso.fr

Références bibliographiques

- BACCHIN P. (2008). Principe de base de la filtration membranaire. Hal-00201760, version 1.
- BILSTAD T., M. MADLAND, E. ESPEDAL, P.H. HANSEN (1992). Membrane separation of raw and anaerobically digested pig manure. Wat. Sci. Tech., 25, n° 10, 19-26.
- CORPEN (2003). Estimation des rejets d'azote, phosphore, potassium, cuivre et zinc des porcs. 41 p.
- DOW liquid separations Filmtec™ reverse osmosis membranes technical manual . Form n° 609-00071-0705 .
- FUGERE R., N. MAMERI, J.E. GALLOT, Y. COMEAU (2005). Treatment of pig farm effluents by ultrafiltration. Journal of Membrane Science, 255, 225-231.
- GAÏD A. Traitement des eaux résiduaires. Ed. Techniques de l'ingénieur, C 5220.
- GUINGAND N. (1996). L'ammoniac en porcherie. Ed. Institut Technique du Porc, 35 p.
- JUANG R.S., C.H. CHIOU (2001). Feasibility of the use of polymer assisted membrane filtration for brackish water softening. Journal of membrane Science, 187, 119-127.
- JOHNSON G., B. CULKIN, L. STOWELL (2004). Membrane filtration of manure wastewater : A comparison of conventional treatment methods and VSEP, a vibratory RO membrane system.
- JORGENSEN K., L. S. JENSEN (2009). Chemical and biochemical variation in animal manure solids separated using different commercial separation technologies. Bioresource technology, 100, 3088-3096.
- LEE S.M., J.Y. JUNG, Y.C. CHUNG (2001). Novel method for enhancing permeate flux of submerged membrane system in two-phase anaerobic reactor. Water Research, 35, 471-477.
- LEVASSEUR P. (2004). Traitement des effluents porcins - Guide pratique des procédés, 36 p. ISBN 2-85969-163-4.
- LEVASSEUR P. (2005). Composition des effluents porcins et de leurs co-produits de traitement Quantités produites. Edité par l'Institut Technique du Porc, 68 p. ISBN 2-85969-173-1.
- MAUREL A. Techniques séparatives à membranes : Considérations théoriques. Ed. Techniques de l'ingénieur, J 2790.
- MARCATO C.E., E. PINELLI, P. POUJEC, P. WINTERTON, M. GUIRESSE (2008). Particle size and metal distributions in anaerobically digested pig slurry. Bioresource technology, 99, 2340-2348 .
- MASSE L., D.I. MASSE, Y. PELLERIN (2007). The use of membrane for the treatment of manure: a critical literature review. Biosystems Engineering, 98, 371-380 .
- MASSE L., D. I. MASSE, Y. PELLERIN (2008). The effect of pH on the separation of manure nutrients with reverse osmosis membranes. Journal of membrane science, 325, 914-919.
- MOLLER H.B., S. G. SOMMER, B. K. AHRING (2002). Separation efficiency and particle size distribution in relation to manure type and storage conditions. Bioresource technology, 82, 189-196 .
- PIETERS J.G., G. G. J. NEUKERMANS, M. B. A. COLANBEEN (1999). Farm-scale membrane filtration of sow slurry. J. Agric. Engng Res. 73, 403-409 .
- RABILLER-BAUDRY M. Nettoyage et décolmatage des membranes de filtration. Ed. Techniques de l'ingénieur. J 2797.
- REMIGNY J.C., S. DESCLAUX. Filtration membranaire (OI, NF, UF) : Présentation des membranes et modules . Ed. Techniques de l'ingénieur, J 2791 .
- THORNEBY L., K. PERSSON, G. TRAGARDH (1999). Treatment of liquid effluents from dairy cattle and pigs using reverse osmosis. J. Agric. Engng Res. 73, 159-170.
- ZHANG R.H., P. YANG, Z. PAN, T.D. WOLF, J. H. TURNBULL (2004). Treatment of swine wastewater with biological conversion, filtration, and reverse osmosis: A laboratory study. American society of agricultural engineers, 47(1), 243-250.
- ZHANG J., S.I. PADMASIRI, M. FITCH, B. NORDDAHL, L. RASKIN, E. MORGENROTH (2007). Influence of cleaning frequency and membrane history on fouling in an anaerobic membrane bioreactor. Desalination, 207, 153-166.