

**Record Number:**  
**Author, Monographic:** Couillard, D.//Lefebvre, Y.//Tran, F. T.  
**Author Role:**  
**Title, Monographic:** Nitrification du lisier de porc  
**Translated Title:**  
**Reprint Status:**  
**Edition:**  
**Author, Subsidiary:**  
**Author Role:**  
**Place of Publication:** Québec  
**Publisher Name:** INRS-Eau  
**Date of Publication:** 1986  
**Original Publication Date:** 5 mai 1986  
**Volume Identification:**  
**Extent of Work:** ii, 61  
**Packaging Method:** pages incluant un annexe  
**Series Editor:**  
**Series Editor Role:**  
**Series Title:** INRS-Eau, Rapport de recherche  
**Series Volume ID:** 200  
**Location/URL:**  
**ISBN:** 2-89146-198-3  
**Notes:** Rapport annuel 1985-1986  
**Abstract:** Rapport rédigé pour Environnement Québec  
10.00\$  
**Call Number:** R000200  
**Keywords:** rapport/ ok/ dl

Dossier CRIQ No 533-0329

CLIENT: MENVIQ

**NITRIFICATION DU LISIER DE PORC**

Institut national de la recherche scientifique

(INRS-Eau)

2700, rue Einstein, C.P. 7500

Sainte-Foy (Québec)

G1V 4C7

par

D. Couillard

Y. Lefebvre

F. Tran

Rapport scientifique no 200

Sainte-Foy, le 5 mai 1986

## TABLE DES MATIÈRES

1.0 INTRODUCTION

2.0 CINÉTIQUE DE LA NITRIFICATION BIOLOGIQUE

3.0 SYSTÈMES DE NITRIFICATION D'UN EFFLUENT PAR VOIE BIOLOGIQUE

3.1 Les systèmes de nitrification par boues activées

3.2 Les systèmes de nitrification sur bioréacteur à garnissage ou à film fixé sur un support

3.3 Les systèmes à biodisques nitrifiants

4.0 CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

5.0 BIBLIOGRAPHIE

ANNEXES

## RÉSUMÉ

Dans le cadre du programme de recherche et développement en traitement et en valorisation du lisier de porc, une entente a été ratifiée entre le MENVIQ et le CRIQ (avec l'INRS comme consultant) pour effectuer une synthèse bibliographique menant à l'identification d'une unité performante de l'enlèvement de l'azote ammoniacal qui pourrait être intégré à une chaîne de traitement du lisier (proposition CRIQ No MAT-85-066). Trois types de systèmes de nitrification par voie biologique ont été mis en évidence pour épurer des effluents à grande concentration ( $> 100$  mg/l) d'azote ammoniacal, soit les systèmes de nitrification: par boues activées, sur bioréacteur à garnissage ou à film fixé sur un support, et à biodisques. Une étude approfondie sur chacun des types de systèmes est développée après une brève présentation du mécanisme de la nitrification. Finalement, ce sont les systèmes à biodisques qui s'avèrent les plus aptes économiquement à nitrifier le lisier de porc.

## 1.0 INTRODUCTION

L'élevage du porc au Québec a connu une forte expansion au cours de la dernière décennie pour atteindre durant les années '80 une production annuelle d'environ 5 millions de têtes. Ce développement accéléré s'est caractérisé par la mise sur pieds de grandes unités de production, pouvant contenir plusieurs milliers de procs, et une concentration de ces grandes fermes dans trois régions hydrographiques du Québec, soit les bassins des rivières Chaudière, Yamaska et l'Assomption. Outre les avantages économiques de l'industrialisation de l'élevage du porc, ce type de production a causé des dommages sérieux à l'environnement. En effet, les importantes quantités de lisier de porc résultant de cet élevage industriel ont créé des problématiques régionales de gestion des lisiers (manutention, entreposage & épandage) et de pollution des rivières par les déversements illicites de ceux-ci au milieu récepteur.

Le purin de porc brut est assimilable à une eau usée de forte charge organique et minérale. Malgré une forte teneur en matières solides (MST 3-10%) et en matière organique ( $DBO_5 > 30\ 000$  PPM), le lisier de porc se distingue par une concentration d'azote ammoniacal extrêmement élevé (2 000 - 4 000 PPM). Le tableau I présente la composition spécifique du lisier de porc. Cependant, certaines conditions d'élevage comme la diète & l'hygiène animale influencent significativement la composition du lisier et la font fluctuer à l'intérieur d'une grande gamme. Par exemple, les concentrations de matière organique rapportées par différents auteurs varient d'un facteur trois:

TABLEAU I

## COMPOSITION MOYENNE DU LISIER DE PORC

(Callander and Barford, 1984)

	%	mg/l (ppm)
Solides totaux	3,8	
Solides volatils	3,1	
Solides totaux en suspension	3,5	
Solides volatils en suspension	2,9	
Fibres	3,8	
Hémicellulose	0,9	
Cellulose	0,8	
Lignine	0,2	
Lipide	0,3	
Acides gras volatils		
Acide acétique		5 230
Acide propionique		719
Acide i-butyrique		184
Acide n-butyrique		720
Acide i-valérique		313
Acide n-valérique		88
N total		4 820
N ammoniacal		3 560
P total		559
P ortho		195
Na		290
K		1 300
Mg		360
Ca		1 170
Fe		150
Co		0,7
Ni		1,2
Cu		28
Zn		61
pH		8,4
CaCO <sub>3</sub> (alcalinité)		14 700

- Liao & Lo (1985) , DCO = 55 900 PPM
- Converse et al. (1985) , DCO = 155 100 PPM

Parmi les différentes techniques employées pour transformer le lisier de porc, la digestion anaérobie a connu récemment un développement considérable quant à son efficacité de production de méthane. Le lisier digéré anaérobiquement a une charge organique très diminuée mais conserve un contenu en azote ammoniacal élevé (> 1 000 PPM) (Gangbazo, 1984; Fisher, 1984). La charge d'azote ne semble pas être affectée par le procédé anaérobie & certains auteurs prétendent qu'elle augmente, jusqu'à doubler de valeur, au cours de celui-ci (Liao & Lo, 1985).

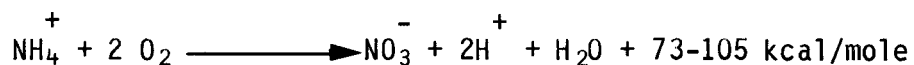
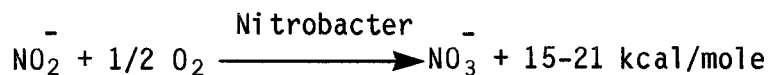
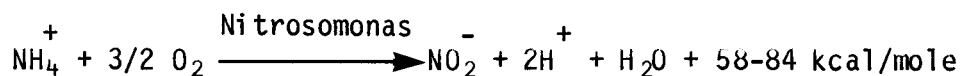
L'épuration du lisier de porc, un effluent si fortement chargé en azote, s'avère donc difficile à l'intérieur d'une simple chaîne de traitement. Mais, existe-il un procédé efficace pour réaliser l'enlèvement de l'azote et est-il applicable au traitement du lisier de porc? La réponse à cette question constitue le développement du sujet de cette étude. Nous passerons en revue les différents procédés biologiques d'enlèvement de l'azote en s'intéressant plus particulièrement à la nitrification biologique.

## 2.0 CINÉTIQUE DE LA NITRIFICATION BIOLOGIQUE

La nitrification est une étape du cycle de l'azote qui consiste en une oxydation biologique de l'azote ammoniacal en nitrite, puis en nitrate, par l'action de différentes bactéries nitrifiantes. Les bactéries nitrifiantes forment une famille qui regroupe les genres Nitrobacter, Nitrococcus,

Nitrospina, Nitrospira, Nitrosococcus, Nitrosolobus, et Nitrosomonas. (Focht & Verstraete, 1977). Les espèces qui participent de manière importante à la nitrification biologique d'un effluent appartiennent aux genres Nitrobacter et Nitrosomonas. Le tableau II présente les principales caractéristiques de chacun de ces genres bactériens (Berges, 1975).

Globalement, le mécanisme de la nitrification peut être représenté par les réactions suivantes:



L'énergie produite par cette oxydation est récupérée pour les besoins de synthèse et d'activité métabolique de la biomasse nitrifiante. Considérant, que la formule générale de la biomasse nitrifiante est  $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ , on peut déduire que l'énergie nécessaire à la production d'une mole de bactéries Nitrosomonas provient de la réaction:

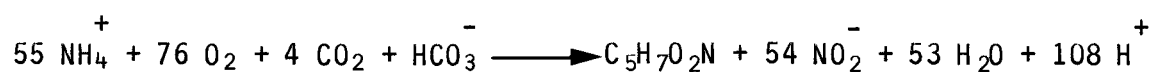


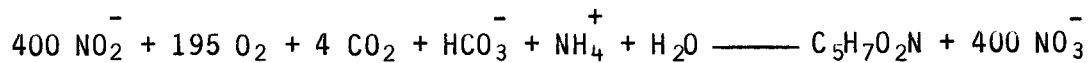


TABLEAU II

PRINCIPALES CARACTÉRISTIQUES DES GENRES  
NITROSOMONAS ET NITROBACTER

Caractéristiques	Genre bactérien	
	<u>Nitrosomonas</u>	<u>Nitrobacter</u>
Forme	ellipsoïde, bâtonnet	bâtonnet court, forme de poire
Dimension	0,8 - 0,9 x 1,0 - 2,0 $\mu\text{m}$	0,6 - 0,8 x 1,0 - 2,0 $\mu\text{m}$
Mobilité	variable	variable
Autotrophie	positive ( $\text{CO}_2$ comme source de carbone)	positive ( $\text{CO}_2$ comme source de carbone); parfois peut utiliser le carbone organique
Principale activité métabolique	$\text{NH}_3 \rightarrow \text{NO}_2^-$	$\text{NO}_2^- \rightarrow \text{NO}_3^-$
Métabolisme	strictement aérobie	strictement aérobie
Activité maximale		
- pH	5,8 - 8,5	6,5 - 8,5
- T°	5 - 30°C	5 - 40°C
Temps de génération	8 - 30h	15 - 58h

Alors que l'énergie nécessaire à la production d'une mole de bactéries de genre Nitrobacter provient de la réaction:



Afin de définir une base de comparaison uniforme pour chacun des procédés étudiés, nous allons établir la cinétique de cette oxydation biologique et déduire les paramètres biocinétiques utiles à l'évaluation de la vitesse de nitrification.

Lawrence et McCarthy (1970) ont proposé un modèle cinétique basé sur celui de Monod et qui est applicable au processus de la nitrification.

$$\frac{dS}{dt} = -k \frac{S}{K_s + S} X \quad (1)$$

$$\frac{dX}{dt} = -Y \frac{dS}{dt} - K_d X \quad (2)$$

où:

S : concentration du substrat (facteur limitant) correspondant à t

X : concentration de la biomasse au temps t

k : constante de saturation

$K_d$ : taux de respiration endogène

En combinant les équations (1) et (2), on obtient:

$$\mu = \frac{1}{X} \frac{dX}{dt} = \bar{\mu} \frac{S}{K_S + S} - K_d \quad (3)$$

où:

$\mu$  : taux de croissance de la biomasse

$\bar{\mu} = Yk$  : taux maximum de croissance de la biomasse

En appliquant spécifiquement les expressions (1) et (2) au genre Nitrosomonas, on obtient:

$$\frac{d [N - NH_3]}{dt} = - \frac{\mu_N' [N - NH_3] X'}{Y_N K_{SN} + [N - NH_3]} \quad (4)$$

$$\frac{dX'}{dt} = -Y_N' \frac{d [N - NH_3]}{dt} - K_{dN} X' \quad (5)$$

alors que dans le cas du genre Nitrobacter les expressions deviennent:

$$\frac{d [N - NO_2]}{dt} = - \frac{d [N - NH_3]}{dt} - \frac{\mu_N'' [N - NO_2] X''}{Y_N'' K_{SN}'' + [N - NO_2]} \quad (6)$$

$$\frac{dX''}{dt} = - Y_N'' \left( \frac{d [N - NO_2]}{dt} + \frac{d [N - NH_3]}{dt} \right) - K_{dN}'' X'' \quad (7)$$

L'évaluation des principaux paramètres biocinétiques de la biomasse nitrifiante a été réalisée dans une grande diversité de conditions

expérimentales. La nature des bioréacteurs (alimentation continue ou semi-continue, alimentation séquentielle) et celle des substrats (boues activées, effluent urbain, effluent synthétique) déterminent les propriétés spécifiques d'un bioréacteur. Le tableau III renferme les valeurs tirées de la littérature des principaux paramètres biocinétiques caractérisant chacun des procédés étudiés. On constate à l'examen des données que globalement les valeurs de chacun des paramètres se distribuent à l'intérieur d'une marge bien définie.

De plus, les valeurs du taux d'utilisation de l'azote ammoniacal, exprimé en milligramme de N - NH<sub>3</sub> par milligramme de matières volatiles en suspension (MVS) par jour, sont présentées au tableau IV. Les résultats ont été corrigés en fonction de la température grâce au facteur

$$X = 10^{0.05 (T-20)}$$

Enfin, la biomasse nitrifiante (matière non-volatile en suspension, MNVS) a été évaluée en supposant les rapports suivants: 0.5 mg MVS/mg DBO<sub>5</sub> et 0.08 mg MNVS/mg N - NH<sub>3</sub>.

### 3.0 SYSTÈMES DE NITRIFICATION D'UN EFFLUENT PAR VOIE BIOLOGIQUE

Théoriquement, la nitrification biologique d'un effluent pourrait s'effectuer avec n'importe quel procédé aérobie. Le point critique d'un tel procédé repose sur le contrôle de la population bactérienne du bioréacteur. En effet, un certain équilibre entre les différents microorganismes de la population bactérienne doit être maintenu si on veut que la nitrification se réalise. Par exemple, si le taux de croissance de la biomasse globale devenait supérieur à celui des bactéries nitrifiantes, il se produirait un

TABLEAU III  
PARAMÈTRES BIOCINÉTIQUES CARACTÉRISANT LES  
MICROORGANISMES NITRIFIANTS DE DIFFÉRENTS PROCÉDES (T = 20°C)\*

Procédé	$\bar{\mu}$ (j <sup>-1</sup> ) (mg substrat/L)	K <sub>SN</sub> (mg substrat/L)	Y <sub>N</sub> (mg biomasse) (mg substrat)	Type d'Effluent	Références
Nitrification (Biomasse Nitrosomonas)	0.33	1.0	0.5	Municipal	Downing <u>et al.</u> , 1964
	0.30	---	---	Municipal	Jenkins, 1969
	0.50	---	---	Municipal	Hall, 1974
	0.40	2.0	0.2	Municipal	Stall & Sherrard, 1974
	0.65	---	---	Municipal	Gujer & Jenkins, 1975
	1.08	0.063	---	Synthétique	Poduska & Andrews, 1975
	0.45	---	0.15	Synthétique	Beccari <u>et al.</u> , 1979
	1.50	---	---	Synthétique	Engel & Alexander, 1958
	0.7 - 1.4	1.0	0.03 - 0.10	Synthétique	Loveless & Painter, 1968
	---	5.6	---	Synthétique	Suzuki <u>et al.</u> , 1974
0.65	0.6	0.05	Eau de rivière	Knowles <u>et al.</u> , 1965	
---	2.59 - 4.59	0.29	Synthétique	Stratton et McCarty, 1967	
Nitrification Biomasse (Nitrobacter)	0.14	---	---	Municipal	Downing <u>et al.</u> , 1964
	1.44	---	---	Synthétique	Poduka & Andrews, 1975
	0.27	---	0.07	Synthétique	Beccari <u>et al.</u> , 1979
	1.39	22	0.02	Synthétique	Boon & Landelout, 1962
	0.84	1.9	0.02	Eau de rivière	Knowles <u>et al.</u> , 1965
	---	0.34 - 1.77	0.084	Synthétique	Stratton & McCarty, 1967

\* Tiré de Ciaccolini et al. (1984)

**TABLEAU IV**  
**TAUX D'UTILISATION D'AZOTE AMMONIACAL\***

Taux d'utilisation de N - NH <sub>3</sub> (mg N - NH <sub>3</sub> /MVS mg/j) à la température de 20°C	mg MNVS <hr style="width: 50px; margin: 0 auto;"/> mg MVS	Taux d'utilisation de N - NH <sub>3</sub> , par rapport à la biomasse nitrifiante (mg N - NH <sub>3</sub> /mg MNVS/j)	Références
0.33	0.055	6.0	Mulbarger, 1971
0.22	0.046	4.8	Heideman <u>et al.</u> , 1975
0.06	0.017	3.2	Bishop <u>et al.</u> , 1976
0.04	0.011	3.7	Christensen & Harremöes, 1978
0.08	0.017	4.5	Wuhrmann, 1964
0.12	0.021	5.8	Heide, 1977
0.08	0.012	6.7	Sutton <u>et al.</u> , 1977

Tiré de Christensen & Harremöes (1978)

lessivage graduel ("wash-out") de la biomasse nitrifiante qui entrainerait alors une perte de la capacité de nitrification du bioréacteur.

Dans la plupart des systèmes d'épuration biologique des eaux usées (systèmes à boues activées), les conditions d'opération ne favorisent pas le développement des bactéries nitrifiantes. Or, dans certains cas spécifiques, où la charge organique de l'effluent est faible, on a observé un certain degré de nitrification. Il est donc possible de dégager deux critères importants pour stimuler le maintien d'une flore microbienne assurant la nitrification:

- a) les conditions d'opération du bioréacteur permettent d'éviter le lessivage des bactéries nitrifiantes soit en les recyclant ou soit en les maintenant attachées à une surface fixe ou mobile;
- b) les conditions d'opération favorisent la culture mixte des bactéries nitrifiantes en maintenant une charge organique faible dans l'alimentation et en fournissant une quantité d'oxygène suffisante dans le bioréacteur.

L'application de ces critères à la vaste gamme de procédés développés pour la nitrification d'un effluent nous a permis de mettre en évidence trois types de procédés s'apparentant à ce type de conditions opératoires, soit: les bassins ou lagunes aérées, les lits bactériens et les lits fluidisés, et finalement, les systèmes à biodisques. Chacun de ces systèmes est étudié en détail dans les sections suivantes.

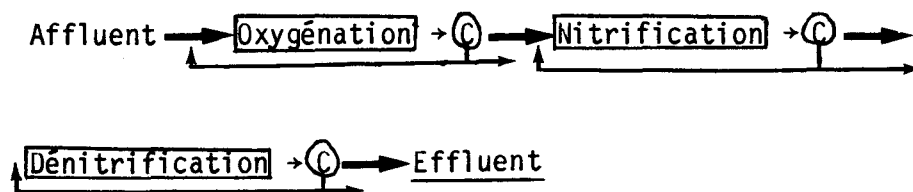
### 3.1 Les systèmes de nitrification par boues activées

Les systèmes de nitrification et de dénitrification par boues activées se composent de deux à trois bassins (cellules ou lagunes) montés en série auxquels différentes fonctions leurs sont attribuées:

- a) un bassin pour effectuer la dégradation par boues activées des matières organiques de l'affluent;
- b) un bassin destiné à la nitrification par boues activées aérobies;
- c) un bassin attribué à la dénitrification par voie anaérobie.

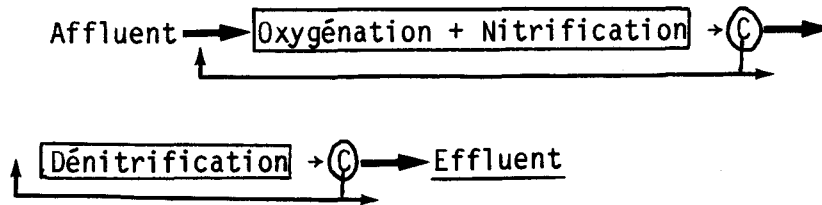
C'est à partir de cette structure initiale que plusieurs variantes du procédé ont été proposées (Barnard, 1974; Bishop et al., 1976 ...). Ces nouveaux systèmes peuvent être classés selon trois catégories:

- i) le système à 3 courants de boues:



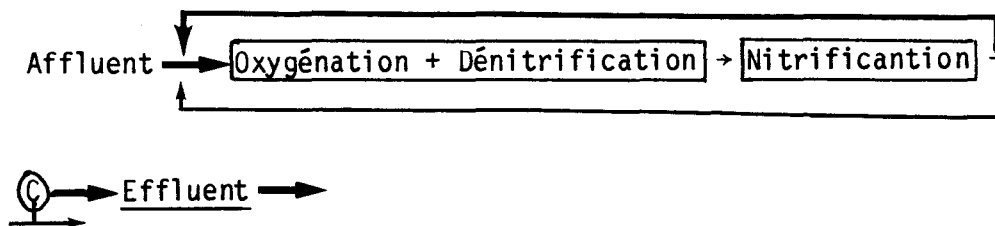


ii) le système à 2 courants de boues:

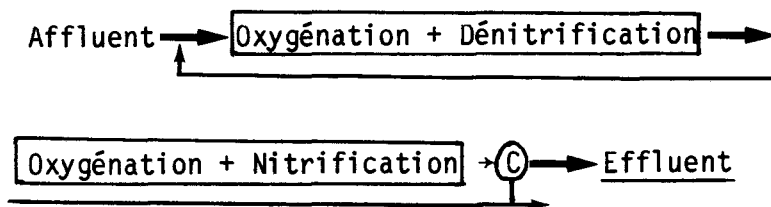


iii) le système à un seul courant de boues;

ce système inclut un procédé où à la fois l'eau et les boues sont recyclées,



et un système où seulement la boue est recyclée:



Le système à courant unique de boue présente moins de problèmes d'opération. Beccari *et al.*, 1984 ont proposé un modèle pour réaliser la conception d'un tel système. Ils ont différencié deux procédés à courant unique de boues:

- a) procédé anoxie-aérobie
- b) procédé anoxie-aérobie-anoxie

Ce modèle a été ensuite appliqué au design d'un système de traitement d'eaux résiduelles d'un abattoir où la teneur en ammoniac était très élevée. Le choix entre les systèmes (a) et (b) relève non seulement de l'étude économique mais implique aussi les contraintes techniques s'y attendant. Le procédé anoxie-aérobie-anoxie coûte plus cher que le procédé anoxie-aérobie mais est par contre moins sensible aux fluctuations des concentrations en azote de l'affluent. Cette propriété est attribuable à l'âge plus élevé des boues employées. La possibilité d'addition de méthanol au procédé (b) permet au système de résister plus efficacement aux charges-chocs. Tous ces avantages et inconvénients doivent être considérés dans le choix entre les procédés (a) et (b), et la décision finale est spécifique à chaque cas.

Huang et Drew (1985) ont simulé en laboratoire le procédé d'enlèvement de l'azote dans un fossé d'oxydation, une bonne réduction en azote total fut obtenus malgré une faible charge de l'affluent (60 ppm). Picard et Faup (1980) ont étudié le cas du traitement d'un effluent de raffinerie de sucre où la charge en azote total Kjeldahl (NTK) atteignait environ 300 ppm (220 ppm N -  $\text{NH}_3$ ). La nitrification a diminué la concentration de  $\text{NH}_3$  jusqu'à un niveau de 5 ppm.

Ces travaux ont démontré que le taux élevé de nitrate obtenu n'avait pas eu d'effet inhibiteur sur le procédé. En concevant un système d'enlèvement de l'azote pour un effluent d'une industrie de cuir, Panzer et al. (1981, 1979) ont pu réduire la concentration en NTK de 220 ppm à 9 ppm dans l'effluent, avec un procédé combiné de dénitrification/nitrification.

Dans une tentative de mise au point d'un procédé pour l'enlèvement biologique de l'azote, Kadota et al. (1983) ont étudié les conditions d'opération dans une lagune aérée, en adoptant une technique d'alternance d'aération et d'absence d'aération. Ils conclurent que l'activité des bactéries nitrifiantes est généralement élevée lorsque les conditions d'aération sont meilleures et que la décomposition des matières organiques dans le cas de l'aération intermittente s'avère plus élevée qu'en aération continue. Dans ce cas, le niveau d'azote total dans l'affluent atteignait presque 600 ppm et la réduction en azote a été de 92%.

Weber et Hull (1979) ont publié une étude de cas sur l'épuration des eaux usées d'un abattoir de Sandusky (Ohio). Le système de traitement des eaux usées de cette usine diffère de l'unité conventionnelle à boues activées. Il se caractérise par l'exploitation de deux bassins à boues activées. Le premier réduit la charge organique ( $DBO_5$ ) de l'effluent alors que le second réalise l'oxydation des composés azotés (NTK et  $N - NH_3$ ). Cette disposition des bassins permet aux bactéries nitrifiantes de prédominer à l'intérieur du second bassin et d'obtenir une nitrification optimale. Des rapports de  $DBO/NTK$  supérieurs à 1/1 favorisent le processus de nitrification. Le besoin en alcalinité tend vers une valeur de 2 ( $Alk/N$ ). De plus, des conditions de pH de 6.0 à 6.5 ne se sont pas révélées inhibitrices. La rigueur des conditions hivernales n'a pas eu d'effet néfaste, même à des températures voisines du point de congélation. Les niveaux de réduction des charges de l'effluent étaient de l'ordre de 99% pour la  $DBO_5$  et de 96% pour l'azote  $N - NH_3$ . Ce système de capacité de 0.3 mgd a coûté 200 000 \$ (1979) et son coût d'opération est évalué à 2 600 \$ par mois.

### 3.2 Les systèmes de nitrification sur bioréacteur à garnissage ou à film fixé sur un support

Le filtre submergé, proposé par Haug & McCarty (1972), fixe les bactéries nitrifiantes sur la surface des pierres garnissant le filtre. Ce type de bioréacteur s'apparente au filtre anaérobie développé pour la fermentation méthanique. L'écoulement se fait verticalement du bas vers le haut. La surface de garnissage permet des temps de rétention des solides beaucoup plus long, même si le temps de rétention hydraulique n'est que de seulement 60 minutes à 10°C. Cependant, on ne peut porter de jugement critique sur l'efficacité de nitrification de ce système car le niveau d'azote ammoniacal ( $N - NH_3$ ) dans l'affluent n'était que de l'ordre de 10 à 14 ppm.

D'autres systèmes furent proposés. Roberts (1975) suggéra l'utilisation de bioréacteur à film fixe sur garnissage avec de l'oxygène pur comme phase gazeuse. Marshland (1983) utilisa un filtre biologique dans lequel les bactéries nitrifiantes se fixaient sur des particules d'échangeurs d'ions. Ces dernières captaient le substrat, c'est-à-dire l'ammoniac, dans l'effluent à traiter. Parallèlement, à l'adsorption de l'ion ammonium, la nitrification s'effectue dans une gamme de température variant entre 10°C et 35°C et à un pH optimum de 8. La dimension des particules n'est pas critique et peut varier de 4 à 50 "mesh". Non seulement l'air fournit l'oxygène requis pour la nitrification, mais les bulles ascendantes facilitent l'enlèvement des bactéries mortes le long des parois. L'exemple présenté faisait intervenir de l'eau usée dont la

concentration en ammoniac était de 1 ppm et qui fut réduit à 0.01 ppm après traitement.

Les japonais Iida et Teranishi (1984) proposèrent d'utiliser un seul filtre submergé et aéré de façon intermittente. Ainsi les conditions aérobies et anoxies alternent, de telle sorte que les traitements oxydation-nitrification-dénitrification se font successivement dans le même filtre. Des temps de rétention aussi bas que 2 heures ont été obtenus avec un taux de recyclage de 2,0.

Un autre bioréacteur à lit submergé de deux étages a été mis au point par Krogulska et Mycielski (1981). Ils ont obtenu un rendement de 99% de nitrification avec des déchets inorganiques contenant de 800 - 1 300 ppm d'azote. Le garnissage de céramique était aéré avec de l'air enrichi en CO<sub>2</sub>. L'efficacité atteignit 33 mg d'azote/1/h. De plus, une réduction de DCO de 85% a été obtenue.

Une unité pilote de 6,8 m de haut sur 0,32 m de diamètre a été utilisée par Faup et al. (1982) pour étudier la nitrification dans un bioréacteur à écoulement ascendant et à lit fixe. Il a été possible d'atteindre des concentrations de biomasse de 8 à 9 fois supérieures à celles obtenues dans un système à boues activées conventionnel. Le taux de filtration influence à la fois le profil de la biomasse active dans le réacteur et la quantité de bactéries nitrifiantes. L'air et l'eau sont alimentés en parallèle. Le support est composé de galets d'environ 8 mm de diamètre. L'air entre par le bas à travers un distributeur à fines bulles. Avec des concentrations initiales de N - NH<sub>4</sub><sup>+</sup> de 40 ppm, des réductions de plus de 90% ont été

obtenues à une température de 18°C.

En utilisant l'équation de Monod pour la détermination de la biomasse nitrifiante;

$$\frac{dN}{dt} = - \frac{1}{Y} \mu_m X_a$$

où:

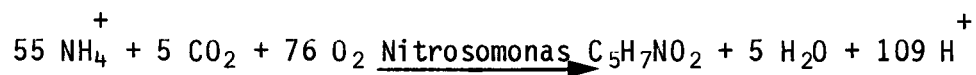
Y : la production cellulaire (mg de bactérie nitrifiante produite par mg de N - NH<sub>3</sub> oxydé)

$\mu_m$  : taux maximum de croissance (j<sup>-1</sup>)

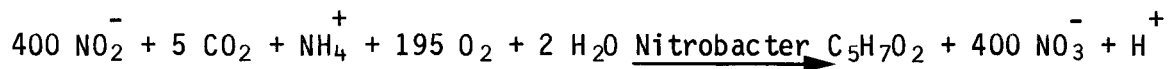
N : N - NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (mg/l)

X<sub>a</sub>: concentration de biomasse nitrifiante (mg/l)

Appliquée aux équations de Haug et McCarty, (1972):



Et



On peut déduire que 100 mg de N - NH<sub>3</sub> produit 14,5 mg de Nitrosomonas et 2,0 mg de Nitrobacter pour production cellulaire globale de Y = 0,166 mg/mg N - NH<sub>3</sub>.

A  $T = 18^{\circ} \text{C}$ ,  $\mu_m$  est évalué à  $0,129 \text{ j}^{-1}$  et  $X_a = 2\,830 \text{ g/m}^3$ .

Un système de boues activées traitant le même effluent en conditions de nitrification à  $18^{\circ} \text{C}$  ne donne qu'une population nitrifiante de  $X_a = 390 \text{ g/m}^3$ .

Par conséquent, le bioréacteur à écoulement ascendant, à lit fixe avec injection d'air dans le milieu filtrant, peut être considéré comme ayant un potentiel de nitrification élevé grâce à son efficacité, son opération très simple et sa très grande flexibilité.

Jenkins et al. (1980) ont essayé d'utiliser un lit bactérien aéré à l'oxygène pour la nitrification. La colonne de 175 cm de long (3,8 cm de diamètre) est garnie de tubes creux en teflon. À des charges de 50 mg/l NTK, seulement 6 heures sont nécessaires pour oxyder jusqu'à un niveau de 93% l'azote ammoniacal. Ceci équivaut à une charge massique de 0,22 kgNTK/j/m<sup>3</sup> de réacteur. En considérant comme base de calcul un débit de 394 L/min et des concentrations de NTK de 25 ppm et de DBO<sub>5</sub> de 20 ppm, le Tableau VI montre que ce type de lit bactérien est moins volumineux que la plupart des autres procédés à l'exception des disques biologiques.

Récemment, Beg et Hassan (1985) ont testé une colonne garnie en PVC de 183 cm de long par 15,25 cm de diamètre, et aérée par des bulles fines d'air. Le garnissage est constitué de particules de 0,95 à 1,25 cm de diamètre ayant une surface spécifique de  $5,37 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$ . En traitant un effluent de 48 ppm de N - NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, ils ont atteint 99% de réduction avec un temps de rétention de 5 heures. Avec un effluent de 120 ppm de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>,

seulement 80% d'oxydation a été obtenu avec le même temps de rétention. La concentration d'oxygène dissout était de 7 ppm et le pH environ 8.

Le système de traitement à lit fluidisé de deux étages proposé par Nutt et al. (1984), utilise de l'oxygène pur pour alimenter l'étage destiné à la nitrification. La nitrification s'effectue dans un lit fluidisé de 210 L et mesurant 29 cm de diamètre. Le support de fluidisation est constitué de sable quartzite de 0,48 mm. Une acclimatation progressive par dilution de l'effluent brut (où le niveau de NTK atteint 200 ppm) a été nécessaire. Elle nécessita de 20 à 40 jours. La présence de nitrite dans l'effluent final dénote que la conversion en nitrate était incomplète. On a conclu que les bactéries de genre Nitrobacter furent inhibées. Le temps de rétention n'était que de 14 heures et le taux de nitrification atteignait 0,022 g N - NH<sub>3</sub>/MVS/j.

Tanaka et al. (1981) ont étudié la nitrification dans un réacteur à lit de sable fluidisé avec croissance attachée. Les microorganismes du genre Nitrobacter furent immobilisés sur des particules de sable par adhésion naturelle après 2 à 3 mois d'adaptation. Le design spécial du système réside dans l'utilisation d'un réservoir d'oxygénation à chicanes de 3 L muni d'un agitateur et d'un distributeur de bulles d'air. Le réacteur lui-même mesure 50 cm par 6 cm de diamètre au sommet. La vitesse d'écoulement du liquide est de 1,2 L/min. Avec une eau usée contenant 100 ppm de N - NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, l'effluent n'accuse plus qu'une teneur de 1 ppm, ce qui donne un taux phénoménal d'élimination de 400 mg N/L-h.



Le tableau suivant donne une idée de la performance de ce système de lit fluidisé à préoxygénation et à recyclage comparativement à celle de d'autres systèmes de lits fluidisés.

### 3.3 Les systèmes à biodisques nitrifiants

Les systèmes à biodisques (RBC) ont été utilisés avec succès pour le traitement biologique des eaux usées (Del Borghi et al., 1985; Wang et al., 1984). Muller et al. (1980) les ont adaptés à l'enlèvement de l'azote par nitrification, en développant un modèle permettant de calculer le bilan massique des concentrations en substrat carboné et en substrat azoté sur le film liquide ainsi que sur la pellicule biologique recouvrant la surface des biodisques. Ils ont déterminé deux paramètres importants de transfert: le "stripping" de l'ammoniac et l'aération de la fraction liquide sous la surface dans un système mû par l'air. L'effet de la température sur le taux de croissance " $\mu$ " est décrit par:

$$\mu_T = \mu_{20} \theta^{(T - 20^\circ\text{C})}$$

où:

$\theta$ : est évalué à 1.10

Cette valeur de  $\theta$  est supérieure à celles obtenues dans l'enlèvement de la DCO et qui sont de l'ordre 1.01 à 1.04. Les résultats proviennent de la station d'épuration de Gladstone (Michigan) où une unité de biodisques à six

TABLEAU V

## COMPARAISON DES DIVERS SYSTÈMES DE LIT FLUIDISÉS

Système	Aération	N - NH <sub>3</sub> (ppm)		Taux mg N/L-h	Références
		entrée	sortie		
Filtre submergé	O <sub>2</sub>	30	1,5	72	Haug & McCarthy
Lit fluidisé avec recyclage	O <sub>2</sub>	19	0,2	107	Jeris <u>et al.</u>
Lit fluidisé avec charbon activé	O <sub>2</sub>	16	3,8	280	Tsunoda <u>et al.</u>
Lit fluidisé avec recyclage et préoxygénation	O <sub>2</sub>	100	1	400	Tanaka <u>et al.</u>

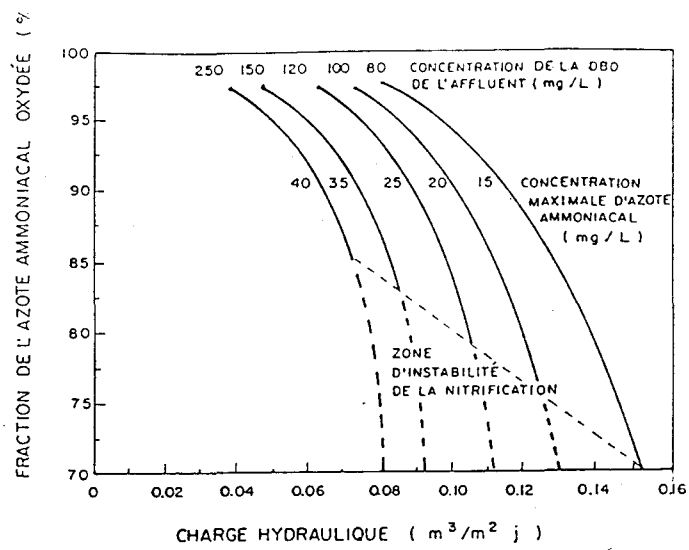
compartiments montés en série a été utilisée. Les biodisques de type "Bio-Surf" avait un diamètre de 3.6 m, leur vitesse de rotation était de 1.65 RPM et la surface mouillée de toute l'unité représentait 43 000 pi<sup>2</sup>. Le taux de croissance des autotrophes était estimé en moyenne à 0.03 jour<sup>-1</sup>. La concentration des MVSLM devant être maintenue dans le bioréacteur devait être supérieure à 110 mg/l.

Watanabe et al. (1982) ont analysé par simulation sur ordinateur le processus de la nitrification d'un effluent dans un système RBC. Les résultats démontrèrent que l'analyse cinétique à l'état stationnaire peut s'appliquer au procédé de la nitrification sur biodisques. On constata qu'à des concentrations très élevées d'ammoniaque, l'inhibition de la biomasse nitrifiante par le substrat (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) et le produit (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>) peut entraîner l'instabilité du système. Celle-ci n'est cependant pas permanente. Le moyen de remédier à ce problème est d'accélérer l'évacuation des produits.

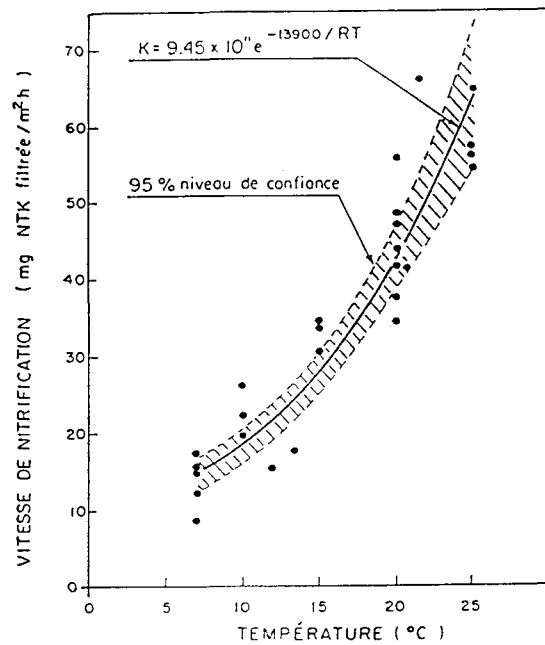
De leur côté, Freedman et al. (1979) se sont interrogés sur l'effet de la vitesse de rotation sur le niveau d'efficacité des systèmes à biodisques. Weng et Molof (1974) ont expérimenté un système de biodisques de 0.15 m de diamètre et ont constaté une amélioration de la nitrification pour des vitesses croissantes de rotation dans une gamme de 10 à 42 RPM. Grâce à une installation pilote de RBC à 8 compartiments de 3 disques de 12 pouces de diamètre et dont la vitesse de rotation variait de 6 à 30 RPM, ces auteurs ont établi que le taux maximum d'opération du système de biodisques est directement proportionnel au logarithme de la vitesse de rotation.

L'influence des variables du procédé sur la conception des biodisques a été aussi étudiée par Del Borghi et al. (1985). L'influence de facteurs tels que la concentration de substrat de l'affluent, le temps de rétention hydraulique, la température d'opération, la surface mouillée des disques, la charge hydraulique, la vitesse de rotation des disques, leur diamètre ainsi que le nombre de disques ont été évalués. L'étude a démontré que la concentration de  $\text{DBO}_5$  à l'entrée, le type de substrat, la charge hydraulique, le nombre d'étages et la température de l'eau constituent les facteurs les plus significatifs. Les données expérimentales obtenues par Del Borghi et al. (1977) avec des eaux usées d'usine de fabrication de papier (à partir de la paille) et des eaux de rejets de tanneries, ont démontré que les coefficients cinétiques obtenus précédemment pour les eaux usées municipales ne peuvent s'appliquer à ce type de rejet.

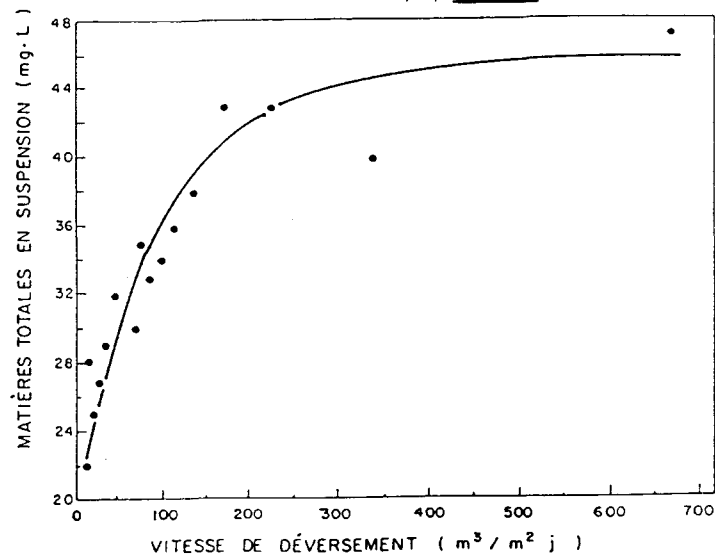
Marsh et al. (1981) ont développé une équation empirique pour prédire les variations de concentration d'azote durant la nitrification des effluents riches en ammoniac. L'influence de la charge hydraulique sur la nitrification est résumée à la Figure 1. De même, l'influence de la température a été mise en évidence par Murphy et al. (1977), voir la Figure 2. L'objectif de cette étude était de déterminer l'efficacité du procédé RBC pour la nitrification de l'effluent sur un lit bactérien. L'usine-pilote comprendrait 4 étages d'unité Aero-Surf (Autotrol Corp) et dont la surface totale atteignait  $1\ 000\ \text{m}^2$ . La vitesse de rotation était maintenue à 1 rpm. Les charges hydrauliques appliquées se trouvaient dans une gamme de  $0.024\ \text{m}^3/\text{m}^2\text{-j}$  à  $0.151\ \text{m}^3/\text{m}^2\text{-j}$  ( $3.7\ \text{gal}/\text{j}/\text{pi}^2$ ). L'équation de design suivante a été obtenue:



**Figure 1** Critère de conception d'un système de nitrification  
(tiré de Marsh et al., 1981)



**Figure 2** Dépendance des systèmes à biodisques en fonction de la température  
(tiré de Murphy et al., 1977)



**Figure 3** Courbe de sédimentation des particules solides de l'effluent  
(tiré de Marsh et al., 1981)

$$N_e = K \left[ \frac{86.4 Q N_o S_o}{A T_c} \right]$$

où:

$N_e$ : concentration d'ammoniac dans l'effluent, mg N-NH<sub>4</sub>/L

$Q$ : débit volumétrique en m<sup>3</sup>/sec

$N_o$ : concentration d'ammoniac dans l'affluent, mg N-NH<sub>4</sub>/L

$S_o$ : concentration de DBO<sub>5</sub> à l'entrée en mg/L

$A$ : superficie totale en m<sup>2</sup>

$T_c$ : température en °C

$K$ : 1.528 x 10<sup>3</sup>

Cette équation montre que la concentration d'ammoniac dans l'effluent change proportionnellement avec la concentration en ammoniac de l'affluent et la concentration totale en DBO<sub>5</sub>, et est inversement proportionnelle à la température de l'eau et à la surface d'échange spécifique du bioracteur utilisé. Les données montrent aussi que la concentration de matières totales en suspension est pratiquement la même à l'entrée qu'à la sortie. En effet, un léger excès de boue sera produit durant la nitrification sur un système compartimenté de RBC, et cette boue sera facilement décantable (Figure 3).

L'unité-pilote utilisée par Gönenc et Harremoës (1985) se compose d'un réservoir semi-circulaire de 132 L divisé en 4 compartiments, de disques de polyéthylène de 0,5 m de diamètre offrant une surface totale de 23,2 m<sup>2</sup> pour la croissance microbienne. La vitesse de rotation est maintenue à 11 rpm.

Des expériences sur l'enrichissement en oxygène ont pu être effectuées grâce à un système de couvercle de plexiglass permettant d'isoler une des sections de biodisques et de la maintenir sous atmosphère contrôlée (voir figure 4). Le taux de nitrification est exprimé en terme de NTK filtrable enlevé par unité de temps et par unité de surface de disque. Suite à l'expérimentation sur les quatre compartiments de l'unité pilote on a mis en évidence que les autotrophes prédominent dans les deux derniers compartiments et que l'oxydation de l'ammoniac dans de telles conditions est complète. En effet, les résultats obtenus montrent que le niveau de NTK filtrable de l'effluent final est supérieur de 3-5 PPM à sa concentration de N-NH<sub>3</sub> et que la plus grande partie du N-NH<sub>3</sub> a été oxydée en nitrite et en nitrate. De plus, il a été démontré que la vitesse de nitrification (par unité de surface) sur biodisques est à toute fin pratique limitée en oxygène:

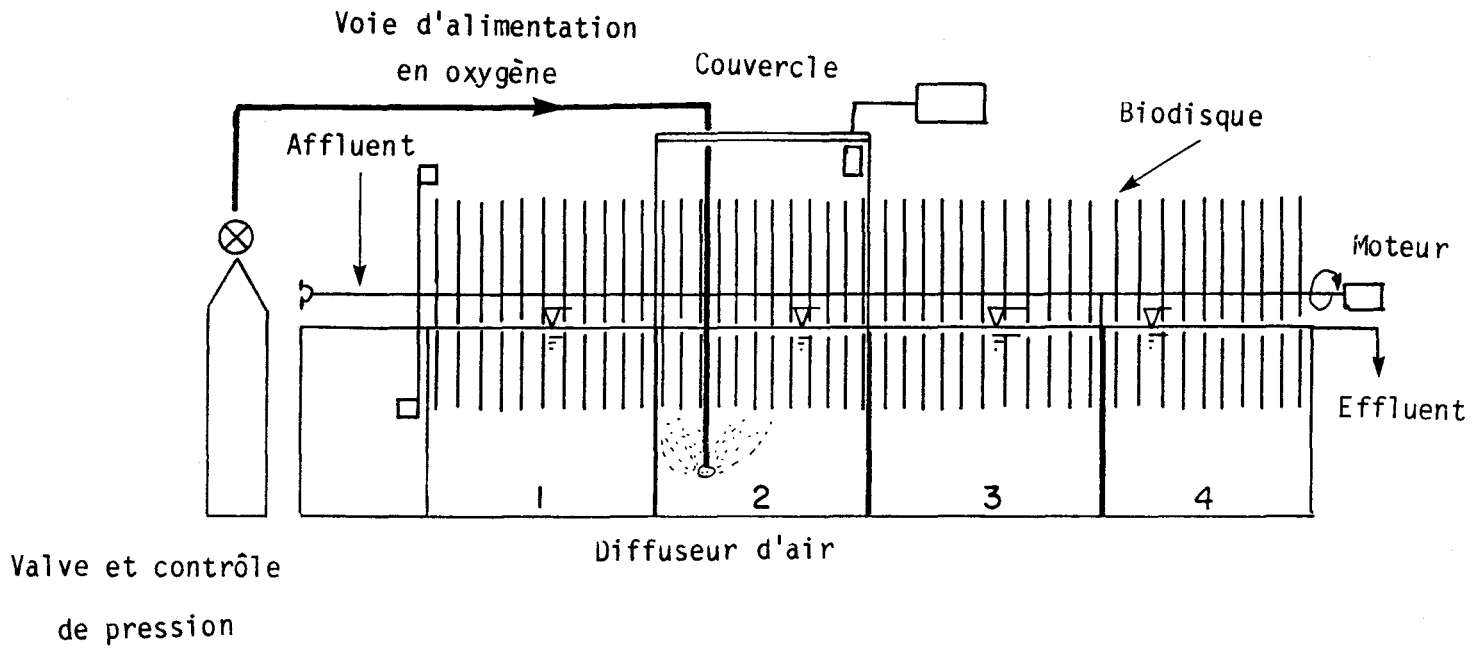
$$r_{\text{nitr}} = \frac{1}{\gamma_n} k_{\frac{1}{2}} [O_2]^{\frac{1}{2}}$$

où:

$\gamma_n = 4.2$  en rapport stoechiométrique.

La constante  $k_{\frac{1}{2}}$  varie de  $2.1 (gO_2^{\frac{1}{2}}) m^{-\frac{1}{2}j-1}$  à  $3.8$ , du compartiment 2 au compartiment 4. On note que ceci correspond à l'augmentation de la population bactérienne nitrifiante du compartiment 2 au compartiment 4.

Le phénomène de limitation de la vitesse de nitrification par l'oxygène explique l'échec des designs se basant sur la charge ou sur le pourcentage d'enlèvement de l'ammoniac. Ainsi, le concept du procédé Gönenc et



**Figure 4**

Structure de l'usine pilote et montage expérimental pour l'enrichissement en oxygène de la phase gazeuse

(tiré de Gönenc et Harremoës, 1985)



Harremoës suggère l'utilisation d'une aération, étagée ou contrôlée, fournissant un transport d'oxygène adéquat là où la population nitrifiante le demande. La liste des paramètres de base utiles à la conception de ce système de nitrification figure au tableau VI.

#### 4.0 CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

L'identification d'une unité performante de l'enlèvement de l'azote afin de l'intégrer à l'intérieur d'une chaîne d'épuration de lisier de porc a constitué l'objectif majeur de cette étude. Considérant la forte charge d'azote ammoniacal contenue dans le lisier de porc, nous avons axé ce travail sur un mécanisme particulier de la transformation biologique de l'azote, la nitrification. Cette portion du cycle de l'azote consiste en l'oxydation de l'azote ammoniacal en nitrite, puis en nitrate, par certains microorganismes.

Les bactéries nitrifiantes de genre Nitrobacter et Nitrosomonas sont des autotrophes qui possèdent un taux de croissance particulièrement lent. Cette caractéristique s'avère déterminante quant à l'efficacité d'un bioréacteur à effectuer la nitrification d'un effluent. En effet, la prédominance d'une population de bactéries nitrifiantes sur une population de bactéries hétérotrophes est essentielle à la préservation de la fonction du bioréacteur. Or, un moyen efficace pour assurer l'équilibre des différentes populations implique de faibles concentrations de matières organiques dans l'affluent. Cependant, il est nécessaire dans certains cas de conserver une concentration minimale de matières organiques

(DBO<sub>5</sub> ~ 10 PPM) pour activer la nitrification dans les systèmes à croissance attachée.

À la lumière des informations recueillies au cours de cette étude, les différents types de systèmes de nitrification qu'il soit à croissance suspendue (bassin aéré, lit fluidisé) ou à croissance attachée (lit bactérien, colonne garnie, biodisques) obéissent à ce principe: plus l'interface gaz-liquide d'un système de nitrification sera étendue, plus le système sera efficace. Les conditions optimales de nitrification sont un pH de 7.2 à 9.0 et une gamme de température de 25 à 30°C.

Un essai comparatif basé sur l'efficacité de l'enlèvement de l'azote entre les différents types de systèmes de nitrification et un procédé innovateur à l'oxygène pur, proposé par Jenkins et al. (1980), a classé comme plus performant le système à oxygène pur devant les systèmes à biodisques. La comparaison reposait sur un état de référence, soit le dimensionnement d'un bioréacteur nitrifiant pour traiter les rejets d'une communauté de 1 000 personnes d'un débit de 394 l/min dont la DBO est de 20 mg/l et le contenu de NTK de 25 mg/l. Le tableau VII présente les résultats obtenus, c'est-à-dire le volume calculé pour chacun des bioréacteurs étudiés.

Or, lorsque l'on considère l'aspect économique de tous ces procédés, on constate qu'une consommation excessive d'énergie du procédé à oxygène pur concède un avantage certain au système à biodisques. Par conséquent, on peut affirmer que les systèmes à biodisques semblent offrir la meilleure alternative de nitrification d'un effluent d'autant plus que l'aération

TABLEAU VI

Liste des paramètres de base pour la conception d'un système de nitrification à biodisques

(Tiré de Gönenc et Harremoës, 1985)

Paramètres	Symbole	Unités	Ordre de Grandeur	Références
<b>Minéralisation</b>				
vitesse spécifique	$k_{sf}$	$g\ m^{-3}s^{-1}$ DBO	-----	Owen & Williamson (1976)
coefficient de diffusion	$D_s$	$m^2s^{-1}$	$5 - 6 \times 10^{-10}$	Harremoës (1982)
stoechiométrie	$v_s$	$g\ O_2\ g^{-1}$ DBO	0.5 - 1.0	Harremoës (1982)
coefficient de rendement	$Y_s$	$g\ MVS\ g^{-1}$ DBO	0.37 - 0.79	Sharma & Ahler (1977)
<b>Nitrification</b>				
vitesse spécifique	$k_{nf}$	$g\ m^{-3}s^{-1}$ N	0.04 - 0.12	Gönenc (1982)
coefficient de diffusion	$D_n$	$m^2s^{-1}$	$9 - 17 \times 10^{-10}$	Riemer (1977)
stoechiométrie	$v_n$	$g\ O_2\ g^{-1}$ N	4.2	Harremoës (1978)
coefficient de rendement	$Y_n$	$g\ MVS\ g^{-1}$ N	0.03 - 0.29	Sharma & Ahler (1977)
<b>Oxygène</b>				
vitesse spécifique	$k_{of}$	$g\ m^{-3}\ s^{-1}\ O_2$	0.15 - 0.50	Gönenc (1982)
coefficient de diffusion	$D_o$	$m^2\ s^{-1}$	$4 - 35 \times 10^{-10}$	Riemer (1977)
<b>Eaux usées</b>				
concentration en oxygène	$S_o$	$g\ m^{-3}\ O_2$	-----	
conc. de matières organiques	$S_s$	$g\ m^{-3}$ DBO soluble	-----	
concentration en ammoniacale	$S_n$	$g\ m^{-3}$ ( $NH_3 - NH_4$ ) -N	-----	
<b>Constante de vitesse d'ordre <math>\frac{1}{2}</math></b>				
pour l'oxygène	$k_{1/2ao}$	$(g\ O_2)^{\frac{1}{2}}\ m^{\frac{1}{2}}\ j^{-1}$	2.1 - 3.8	Gönenc (1982)
pour l'ammoniacale	$k_{1/2an}$	$(g\ N)^{\frac{1}{2}}\ m^{\frac{1}{2}}\ j^{-1}$	0.8 - 1.5	Gönenc (1982)
épaisseur du biofilm	$L_f$	mm	-----	-----

## NOMENCLATURE

$D_n$  = coefficient de diffusion de l'ammoniacale,  $L^2T^{-1}$   
 $D_o$  = coefficient de diffusion de l'oxygène,  $L^2T^{-1}$

$D_s$  = coefficient de diffusion de la matière organique,  $L^2T^{-1}$   
 $K_{nf}$  = constante de vitesse d'enlèvement de l'ammoniacale,  $ML^{-3}T^{-1}$

$K_{of}$  = constante de vitesse de consommation de l'oxygène,  $ML^{-3}T^{-1}$

$k_{sf}$  = constante de vitesse de l'enlèvement de la matière organique'  $ML^{-3}T^{-1}$

$k_{1/2an}$  = constante de demi-réaction de l'ammoniacale,  $M^{\frac{1}{2}}L^{-\frac{1}{2}}T^{-1}$

$k_{1/2ao}$  = constante de demi-réaction de l'oxygène,  $M^{\frac{1}{2}}L^{-\frac{1}{2}}T^{-1}$

$L_f$  = épaisseur du biofilm, L

$S_s$  = concentration de l'azote ammoniacal,  $ML^{-3}$

$S_o$  = concentration de l'oxygène,  $ML^{-3}$

$S_s$  = concentration de la matière organique,  $ML^{-3}$

$Y_n$  = coefficient de rendement pour la nitrification

$Y_s$  = coefficient de rendement pour la minéralisation

$v_n$  = coefficient stoechiométrique pour l'azote ammoniacal

$v_s$  = coefficient stoechiométrique pour la matière organique

## TABLEAU VII

COMPARAISON DU VOLUME CALCULÉ DE DIFFÉRENTS TYPES DE  
 BIOREACTEURS CONÇUS POUR NITRIFIER UN REJET DE REFERENCE  
 D'UNE COMMUNAUTE DE 1000 PERSONNES; DÉBIT DE 394 l/min,  
 NTK de 25 PPM, DBO<sub>5</sub> de 20 PPM\*\*

Bioréacteur Nitrifiant	Volume (m <sup>3</sup> )
Lit bactérien aérobie à garnissage*	70
Bioréacteur à garnissage*	80
Lit bactérien avec milieu filtrant en plastique*	284
Lit bactérien à gravier*	395
Boues activées (Lawrence & Brown, 1976)	142
Oxygène pur (Jenkins <u>et al.</u> , 1980)	28
Biodisques*	51

\* EPA (1974)

\*\* Tiré de Jenkins et al. (1980)

contrôlée optimise les conditions de nitrification du procédé comme dans le cas du système de Gönenc et Harremoës.

Suite à l'élaboration de ce travail de revue de la littérature, nous recommandons l'utilisation du système à biodisques couverts (RBC) pour sa pertinence d'application à la nitrification biologique d'eaux usées à forte concentration d'azote sous la réserve, qu'un bon transfert d'oxygène puisse être maintenu soit par un apport supplémentaire d'air dans le cas d'une alimentation par compartiment ou soit par une régulation automatique de l'aération grâce à l'utilisation d'un système de capteur.

## 5.0 BIBLIOGRAPHIE

Autotrol Corporation Process. Biosurf and Aerosurf (1980)

Barcicki, J., Pawlowski, L. and Winnicki, T. Ion exchange methods for recovery of ammonia and water from waste water of the nitrogen industry. Conservation and Recycling. Vol. 1 p. 293-298 (1977).

Barnard, J.L., Cut P and N without chemicals; Wat. and Wastes Eng., 11, 7, 33; 11, 8, 41 (1974).

Beccari, M., Marani, D. et Ramadori, R. A critical analysis of nitrification alternatives. Wat. Res. 13: 185 (1979).

Beccari, M., Carrieri, C., Misiti, A. & Ramadori, R. Design of single sludge systems for the treatment of wastewaters with high ammonia content. Trib. Cebedeau, N-491, 387-394 (1984).

Beg, S.A. & Hassan, M.M. Nitrification studies in bubble aerated packed bed reactor. J. Envir. Sci. Health, A 20(3), 315-336 (1985).

Berges, D.M. Bergey's manual of determinative bacteriology. The William and Wilkins Company (1975).

Bishop, D.F., Heidman, S.A. & Stamberg, J.B. Single-stage nitrification - denitrification, J.W.P.C.F. 48, 520 (1976).

- Boon, B. & Landelout, H. Kinetics of nitrite oxidation by Nitrobacter winogradskyi, Biochem. J. 85, 440 (1962).
- Callander, I.J. & Barford, J.P. Improved anaerobic digestion of pig manure using a tower fermenter. Agricultural Wastes 11, 1-24 (1984).
- Christensen, H. & Harremoës, P. Nitrification and denitrification in wastewater treatment. Water Pollution Microbiology V.Z., Mitchell Ed. (1978).
- Ciaccolini, I., Cosmai, G., Micheli, A., Vitali, P. & Corrada, M. Tests of nitrification of effluents from anaerobic digestion of swine wastes with recovery of fertilizers for agricultural use. Acqua aria cisti 2, 145-154 (1984).
- Converse, J.C., Day, D.L., Pleffer, J.T. and Jones Jr, B.A. Aeration with ORP to suppress odors emitted from liquid swine manure system. Biot. & Bioeng., Vol. XXVII, 266-272 (1985).
- Del Borghi, M., Palazzi, E. and Ferraiolo, G. The role of the kinetic phenomena on the design of a rotating biological surface. Experimental application to straw paper wastewater treatment. Chim. Ind. 59, 77 (1977).
- Del Borghi, M., Palazzi, E., Parisi, F. & Ferrailo, G. Influence of process variables on the modelling and design of a rotating biological surface. Water Res., 19 (5): 573-580 (1985).

- Downing, A.L., Painter, H.A. & Knowless, G. Nitrification in the activated sludge process. J. Inst. Sew. Purif. 2, 130 (1964).
- Engel, M.S. & Alexander, M. Growth and autotrophic metabolism of Nitrosomonas europa. J. Bact. 76, 217 (1958).
- EPA. Process design manual for nitrogen control, EPA Technology Transfer (1974).
- Faup, G.M., Leprince, A. & Pannier, M. Biological nitrification in an up-flow-fixed bed reactor (UFBR). Wat. Sci. Tech., Vol. 14, 795-810 (1982).
- Fisher, J.R. Anaerobic digestion of swine manure at various influent solids concentrations. Agricultural wastes 11, 157-166 (1984).
- Focht, D.D. & Verstraete, W. Biochemical ecology of nitrification and denitrification. Adv. in Microb. Ecology Vol. 1, Alexander M. Ed., London, Plenum Press (1977).
- Friedman, A.A., Robbins, L.E. & Woods, R.C. Effect of disk rotational speed on biological contactor efficiency. J. WPCF, Vol. 51, No 11, 2678-2690 (1979).
- Gangbazo, G. Les traitements anaérobies. Gouvernement du Québec, Direction de l'Assainissement agricole (1984).



- Gönenc, E. & Harremoës, P. Nitrification in rotating disc systems. Water Res. Vol. 19, No. 9, 1119-1127 (1985).
- Gönenc, I.E. Nitrification in rotating disc reactors. Report L:H 82-42. Department of Environmental Engineering. Technical University of Denmark. Copenhagen (1982).
- Gujer, W. & Jenkins, D. A nitrification model for the contact stabilization activated sludge process, Wat. Res. 9, 561 (1975).
- Hall, I.R. Some studies on nitrification in the activated sludge process, Water Pollut. Contr. 73: 538 (1974).
- Harremoës, P. Criteria for nitrification in fixed-film reactors. Wat. Sci. Technol. **14**, 167-187.
- Haug, R.T. & Mc Carty, P.L. Nitrification with submerged filters. J. WPCF, Vol. 44, No 11, 2086-2102 (1972).
- Heide, B.A. Combined nitrogen and phosphorus removal in a low loaded activated sludge system operating on oxydation ditch principles, Prog. Wat. Tech. 8, 415, 615 (1977).
- Heideman, J.A., Bishop, D.F. & Stamberg, J.B. EPA Report 670 12-75-052 Cincinnati (1975).

Huang, J.W.C. & Drew D.M. Investigation of the removal of organics and nitrogen in an oxidation ditch. J. WPCF, Vol. 57, No 2, 151-156 (1985).

Iida, Y. & Teranishi, A. Nitrogen removal from municipal wastewater by a single submerged filter. J. WPCF, Vol. 56, No 3, 251-258 (1984).

Jenkins, C.R., Bissonnette, G.K., Gillespie, G.W. & Huff, P.B. Nitrification in a pure oxygen fixed film reactor. Proc. Mid. Atl. Ind. Waste Conf. 12, Publ. by Bucknell Univ. Lewisburg, PA, July 13-15 (1980).

Jenkins, S.H. Nitrification, Wat. Pollut. Contr. 68, 610 (1969).

Jeris, J.S., Owens, R.W. & Hickey, R. J. WPCF 47, 816 (1977).

Kadota, H., Yoshida, Y. & Mitsuhashi, K. Microbial removal of nitrogen from wastewater using intermittent aeration techniques. Biodeterioration 5, John Wiley & Sons, 196-206 (1983).

Knowless, F., Downing, A.L. & Barret, M.L. Determination of kinetic constants for nitrifying bacteria in mixed culture, with the aid of an electronic computer. J. Gen. Microbiol. 38, 263 (1965).

Krogulska, B. & Mycielski, R. Nitrification of industrial wastewater with high nitrogen concentration in aerated packed-bed reactors. Acta microbiologica polonica, Vol. 30, No 3, 259-272 (1981).

- Lawrence, A.W. & McCarty, P.L. Unified basis for biological treatment design and operation. J. San. Eng. Div. Proc. Amer. Soc. Civil Eng. 96, 757 (1970).
- Lawrence, W. & Brown, G. Design and control of nitrifying activated sludge systems WPCF, Vol. 48, No. 7, 1779-1803 (1976).
- Liao, P.H. & Lo, K.V. Methane production using whole and screened dairy manure in conventional and fixed film reactors. Biot. & Bioeng., Vol. XXVII, 266-272 (1985).
- Loveless, J.E. & Painter, H.A. The influence of metal ion concentrations and pH value on the growth of a Nitrosomonas strain isolated from activated sludge, J. Gen. Microbiol., 52, 1 (1968).
- Marsh, D., Benefield, L., Bennett, E., Linstedt, D. & Hartman, R. Completed trickling filter rotating biological contactor nitrification process. J. WPCF, Vol. 53, No 10, 1469-1480 (1981).
- Marshland, W.P. System and method for removing ammonia from wastewater. U.S. 4370234 A, 26 Janv. (1983).
- Mueller, J.A., Paquin, P. & Famularo, J. Nitrification in rotating biological contactors. J. WPCF, Vol. 52, No. 4, 688-710 (1980).
- Mulbarger, M.C. Nitrification and denitrification in activated sludge system. J. Wat. Pollut. Contr. Fed. 43, 2059 (1971).

- Murphy, K.L. et al. Nitrogen control: design considerations for supported growth systems. J. WPCF 49, 2417 (1977).
- Nutt, S.G., Melcer, H. & Pries, J.H. 2-Stage biological fluidized bed treatment of coke plant wastewater for nitrogen control. J. WPCF, Vol. 56, No 7, 851-857 (1984).
- Ower, D.T.M. and Williamson, K. j. Oxygen immitation in heterotrophic biofilms. Proc. 31st Ind. Waste Comm. Purdue Unn. pp. 267-279 (2976).
- Panzer, C. Design for nitrogen removal from tannery unhairing waste 34th Annual Purdue Ind. Waste Conference West Lafayette, Ind. (May 8-10), 394-402 (1979).
- Panzer, C., Komanowsky, M. & Senske, G.E. Improved performance in combined nitrification/denitrification of tannery waste. J. WPCF, Vol. 53, No. 8, 1434-1439 (1981).
- Pawlowski, L., Barcicki, J. and Winnicki, T. Chemical physical degradation of some cation exchange resins used in nitrate recovery from wastewaters. Desalination, Vol. 28, p. 243-252 (1979).
- Picard, M.A. & Faup, G.M. Removal of nitrogen from industrial wastewaters by biological nitrification-denitrification. Wat. Poll. Control 213-220 (1980).

- Poduska, R. & Andrews, J.F. Dynamics of nitrification in the activated sludge process, J. WPCF 47, 2599 (1975).
- Priem, R. Research concerning the use of a biodisc installation for the treatment of liquid manure of pigs. Engineering problems with effluent from livestock. Coordination of agricultural research. Commission of the European Communities. p. 303-319 (1979).
- Riemer, M. Kinetics of denitrification in submerged filters. Ph.D. thesis. Department of Sanitary Engineering. Technical University. Denmark, Copenhagen (1977).
- Roberts, J. Fixed film reactor performance and simulation for nitrification-denitrification of organic wastes. Nat. Chem. Eng. Conf. 3rd, Proc. "Treatment, recycle & disposal of wastes, RAP, T62-T64 (1975).
- Sharma, P. and Ahler, R.C. Nitrification and nitrogen removal. Water Res. 11, 897-925.
- Stall, T.R. & Sherrard, J.H. One sludge or two-sludge, Wat. and Wastes Eng. 11, 4, 41 (1974).
- Stratton, F.E. & McCarty, P.L. Prediction of nitrification effects on the dissolved oxygen balance of stream, Env. Science Tech. 1, 405 (1967).
- Sutton, P.M., Murphy, K.L. & Jank, B.E. Nitrogen control - a basis for design with activated sludge. Prog. Wat. Tech. 8, 415, 467 (1977).

- Suzuki, I., Dular, W. & Kwok, S.C. Ammonia or ammonium ions as substrate for oxidation by Nitrosomonas europa cells and extracts, J. Bact. 120, 556 (1974).
- Tanaka, H., Uzman, S. & Dunn, I.J. Kinetics of nitrification using a fluidized sandbed reactor with attached growth. Biot. & Bioeng., Vol. XXIII, 1683-1702 (1981).
- Tsunoda, S., Shimada, K. & Hoyagi, Y. Kagaku Kogaku 40, 402 (1976).
- Vanstaen, H., Neukermans, M., DeBruyckere, M. and Verstraete, W. Complete aerobic treatment of piggery wastewaters by the acidic sludge separation process. Engineering problems with effluent from livestock. Coordination of agricultural research. Commission of the European Communities. p. 273-283 (1979).
- Wang, K., Wang, W. & Poon, C.P.C. Rotating biological contactors. Effl. water treatment journal, vol. 24, no. 3, 93-97 (1984).
- Watanabe, Y., Bravo, H.E. & Nishidome, K. Simulation of nitrification and its dynamics in a rotating biological contactor. Wat. Sci. Tech. Vol. 14, 811-832 (1982).
- Weber, I.J. & Hull, C.A. Biological nitrification in a slaughterhouse wastewater treatment plant. Proc. 34<sup>th</sup> Ind. Waste Conf. Purdue Univ. Ann Arbor publishers, Michigan 413-420 (1979).

Weng, C. & Molof, A.H. Nitrification in the biological fixed film rotating disk system. J. WPCF 46, 1674 (1974).

Wuhrmann, K. Schweiz. Z. Hydrol. 26, 520 (1964).

**ANNEXE A**



**NOMENCLATURE**

W	=	vitesse périphérique
$Q_A$	=	débit de l'affluent
$\bar{t}$	=	temps moyen de séjour hydraulique
CE	=	consommation d'énergie
OD	=	oxygène dissout
DBO	=	demande biochimique en oxygène
DCO	=	demande chimique en oxygène
$NH_4$	=	azote ammoniacal
$N_{TK}$	=	azote total Kjeldahl
P	=	phosphore
MES	=	matières en suspension
CH	=	charge hydraulique
F	=	débit solide
$V_t$	=	volume total
$A_i$	=	aire interfaciale
$B_v$	=	débit de solide
$B_x$	=	charge de solide
SRT	=	solids retention time
C	=	concentration
d	=	diamètre du disque
e	=	épaisseur du disque
$S_t$	=	surface totale des disques
$P_w$	=	puissance
p	=	pression

FICHE TECHNIQUE #1
--------------------

**Système/Substrat:** Disques Biologiques/Lisier de Porc brut

**Auteurs:** Priem, R.; Ministerie Van Landbouw, Rijksstation voor Landbou  
-techniek, 220 Merelbeke, Belgium

**Référence:** Priem (1979)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- utilise 2 séries de 50 disques (Styropot); d: 2m, e: 1cm,  $S_t$ : 300m<sup>2</sup>
- W : 2 - 3 RPM (0.2 - 0.3 m/sec)
- $Q_A$ : 100 - 1000 l/j                      pH = 7.4 - 8.8
- $t_A$ : 75 - 121 h                          OD = 0 - 10 mg/l
- CE: 2.81 W/h porc espace

#### . Avantages

- faibles coûts d'énergie

- effluent final et les boues digérées sont sans odeurs

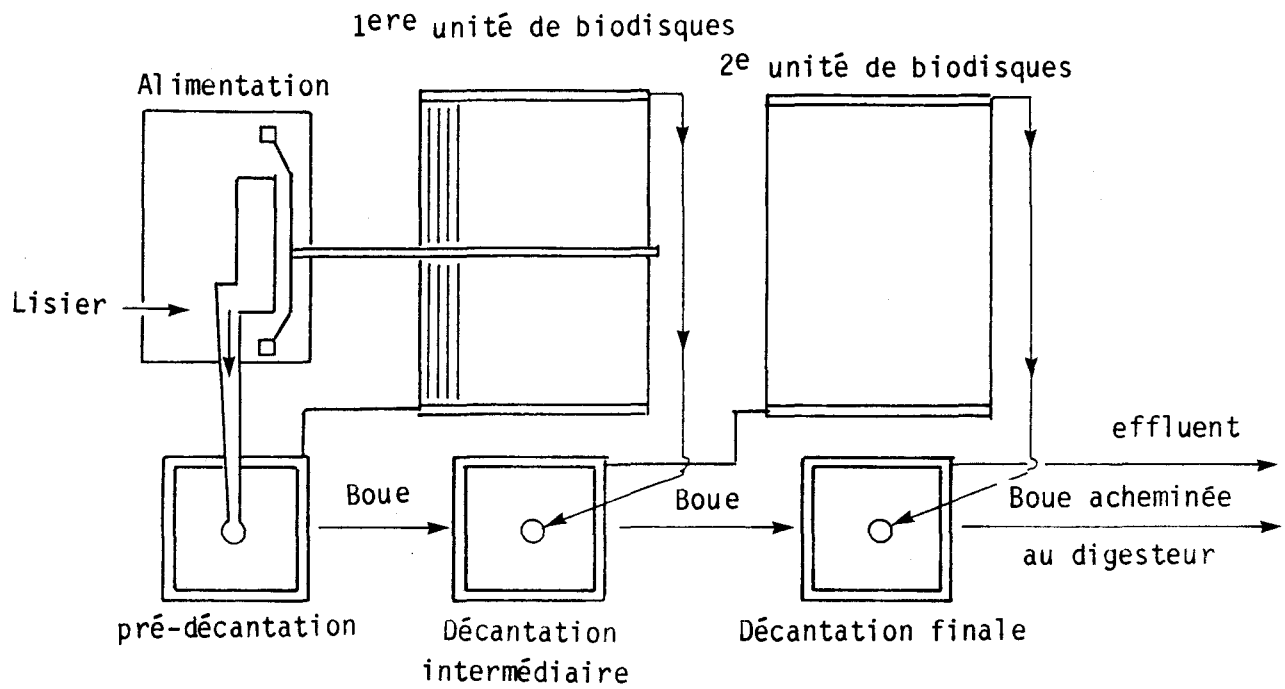
#### . Inconvénients

- coût d'investissement élevé

- effluent final ne peut être rejeté directement au cours d'eau car il est trop chargé

### Notes

- . efficacité → DBO : 92.0%                      NH<sub>4</sub> : 78.2%                      P : 97.5%  
   DCO : 95.0%                      N<sub>TK</sub> : 79.8%
- . système construit à l'échelle réelle pour traiter le lisier d'une porcherie de 200 espèces-porc (1 m<sup>3</sup>/j)
- . traitement non-approprié pour l'épuration du lisier brut



FICHE TECHNIQUE #2
--------------------

**Système/Substrat:** Boues activées/Lisier de Porc brut

**Auteurs:** Vanstaen, H., Neukermans, G., DeBruyckere, M., Verstraete, W.;  
Faculty of Agriculture, State University of Gent, Coupure 533,  
9000 Gent Belgium

**Référence:** Vanstaen et al. (1979)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- séparation des fractions liquide & solide du lisier par centrifugation à 3 000 RPM
- centrifugeuse verticale,  $P_w = 5.5$  kW,  $Q = 4 - 6$  m<sup>3</sup>/h
- compresseur,  $P_w = 8.5$  kW,  $F = 8$  kg DO/h
- $B_v = 0.3$  kg DBO/m<sup>3</sup>.j . précipitation pH < 2.5
- $B_x = 0.05$  kg DBO/kg.j . neutralisation de l'effluent final à la chaus pH : 5.5 - 7.5
- $\tau = 15$  j

#### . Avantages

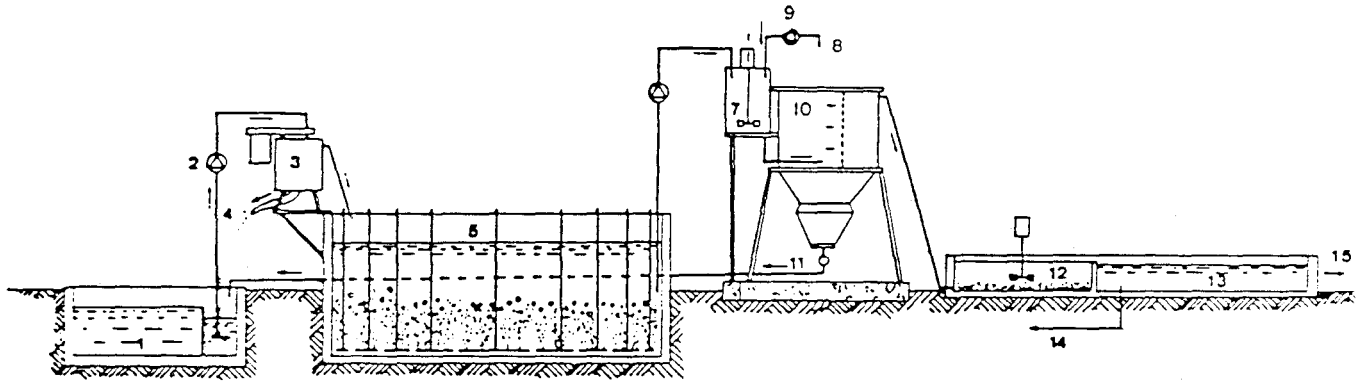
- la centrifugation du lisier élimine environ 50% de la charge massique
- le système est hautement automatisé (programmation temporelle, contrôle de pH, alarme)
- le système est efficace car l'effluent peut être rejeté au cours d'eau
- récupération des deux sous-produits de valeur potentielle (compost, protéines des boues)

#### . Inconvénients

- coût d'investissement et d'opération représente chacun environ 50% du total.
- procédé paraît compliqué aux fermiers
- demande une supervision par un spécialiste
- procédé non-applicable à l'échelle d'une petite unité de production

### Notes

- . système construit pour traiter le lisier produit par 2 000 porcs, il consiste en une stabilisation aérobie de la fraction liquide et d'une précipitation des boues à l'acide sulfurique
- . l'effluent final est légèrement brunâtre, sans odeurs & exempt de bactéries fécales
- . les solides du lisier sont compostés durant 2 mois et produisent un bon fertilisant



1: fosse à lisier

8: réserve d'acide

2, 6, 9: pompes

10: bassin de décantation

3: centrifuge

11: élimination des boues acidifiées

4: fraction solide du lisier

12: bassin de neutralisation

5: bassin d'aération

13: bassin de sédimentation

7: bassin d'acidification

14: boue de chaux

15: effluent final

FICHE TECHNIQUE #3
--------------------

**Système/Substrat:** Lit Bactérien + Disques Biologiques/Eaux usées urbaines

**Auteurs:** Marsh, D., Benefield, L., Bennett, E., Linstedt, D., Hartman, R.

**Référence:** Marsh et al. (1981)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- biodisques alimentés par l'effluent décanté, ou non, de lits bactériens; usine pilote de 4 bassins (3.2 m) d'unités Aero-durf (Autotrol Corp.)
- |                           |                                       |   |
|---------------------------|---------------------------------------|---|
| $V_t = 11.36 \text{ m}^3$ | $S_t = 1988 \text{ m}^2$              | $C.H. = 0.024 - 0.151 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{j}$ |
| $W_t = 1 \text{ RPM}$     | $A_j = 0.0049 \text{ m}^3/\text{m}^2$ |   |
- l'aération assure l'entraînement des unités, le tout sous contrôle automatique
  - système d'aération, pression de dégagement de l'air:  $25.5 \text{ kN/m}^2$ ; compresseur,  $P_w = 1.1 \text{ kW}$

#### . Avantages

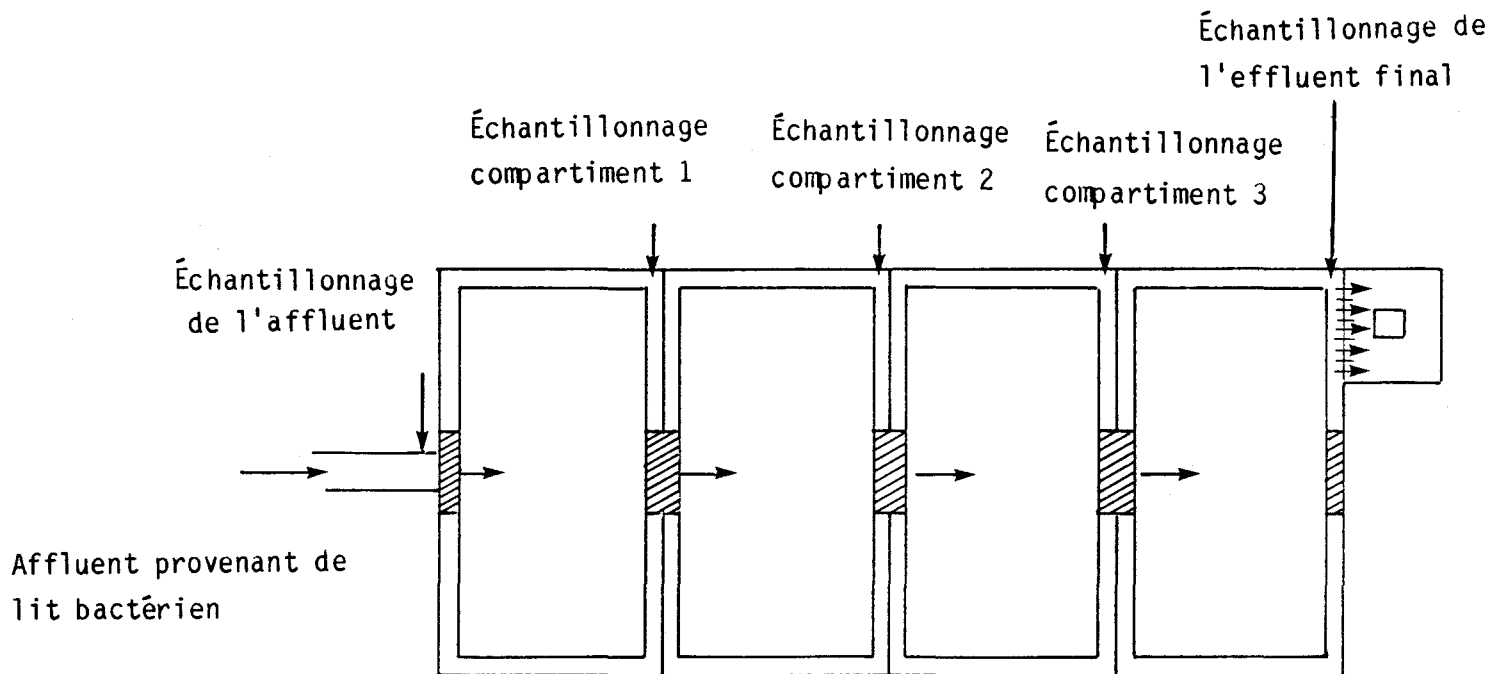
- unités de disques sont à l'intérieur d'un abris, température  $> 10^\circ\text{C}$
- résiste relativement bien au choc hydraulique
- l'effluent des disques biologiques conserve le même niveau de MES que son affluent

#### . Inconvénients

- vulnérable à des chocs toxiques
- un effluent de lit bactérien non-décanté associé à une faible charge hydraulique entraîne des problèmes de sédimentation dans les conduites et une opération du système en cuvée (batch)

### Notes

- . le système de disques biologiques est efficace pour nitrifier l'effluent des lits bactériens



FICHE TECHNIQUE #4
--------------------

**Système/Substrat:** Fossé d'oxydation/effluent synthétique

**Auteurs:** Huang, J.Y.C. and Drew, D.M.; 1) Box 784, Dept. of civil Eng.  
Univ. of Wisconsin-Milwaukee, Milwaukee, WI 53201.

**Référence:** Huang & Drew (1985)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- réacteur de laboratoire simulant le procédé du fossé d'oxydation par l'alternance rapide des conditions aérobiques et anoxiques
- un effluent synthétique à base d'un breuvage diète disponible commercialement, de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$
- table 1

#### . Avantages

- procédé stable malgré les conditions variables de la charge de l'affluent
- procédé procurant un environnement favorable à la nitrification et à la dénitrification exprimé par la diminution de l'azote totale

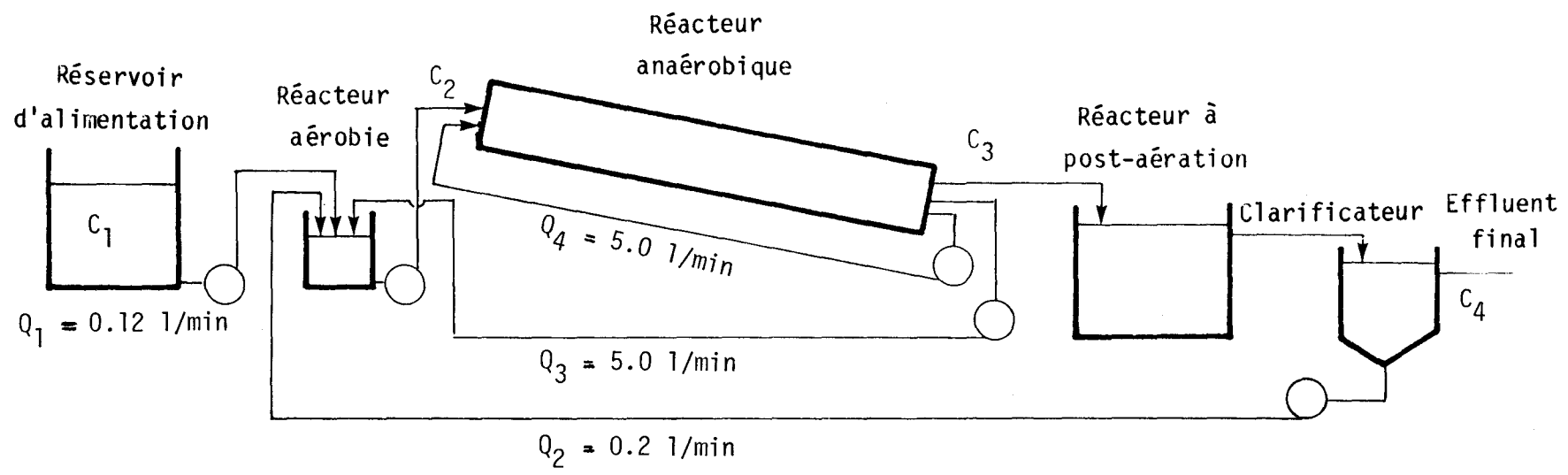
#### . Inconvénients

- traite un effluent de faible charge organique et azotée

### Notes

- . efficacité (table 2)
- . un fossé d'oxydation atténue le risque de court-circuitage grâce à son écoulement-piston et il favorise simultanément la diminution des matières organiques et azotées.
- . l'enlèvement de l'azote & le taux de croissance spécifique de Nitrosomonas sont supérieurs de deux ordres de grandeurs dans la zone aérobie versus la zone anoxique





Liste des paramètres d'opération de réacteur aérobie,  
anaérobie et avec post-aération

Paramètres	Réacteur aérobie	Réacteur anaérobie	Réacteur à post-aération
Temps de séjour hydraulique, $\theta$ (h)	0.5	11.5	13.0
MESLM ( $\text{mg l}^{-1}$ )	6 000	6 000	6 000
MVSLM ( $\text{mg l}^{-1}$ )	4 500	3 500	4 000
Temps de séjour des boues (J)	30	30	30
OD ( $\text{mg l}^{-1}$ )	0.8 - 2.5	0 - 0.8	2 - 4

TABLEAU 2

Valeurs moyennes de divers paramètres chimiques en différents points du système

Caractéristiques des charges	C <sub>1</sub> (mg/l)	C <sub>2</sub> (mg/L)			C <sub>3</sub> (mg/L)			C <sub>4</sub> (mg/L)		
		Moyenne	Intervalle	Nombre d'échantillons	Moyenne	Intervalle	Nombre d'échantillons	Moyenne	Intervalle	Nombre d'échantillons
(a) Concentration en DCO										
Charge constante	550	166	120 - 210	15	160	110 - 185	15	34	20 - 67	15
Charge variable	850 - 1700	--	260 - 850	31	--	140 - 500	31	--	40 - 230	31
(b) Concentration en NTK										
Charge constante	66	15	10 - 30	18	13	8 - 26	18	3	1 - 9	18
Charge variable	75 - 100	18	11 - 36	35	16	11 - 30	35	5	2 - 12	35
(c) Concentration N-NH <sub>3</sub>										
Charge constante	50	12	8 - 20	18	9	7 - 15	18	1	0 - 4	18
Charge variable	50	15	7 - 25	35	12	6 - 25	35	3	0 - 6	35
(d) Concentration de N-NO <sub>3</sub>										
Charge constante	1	45	30 - 65	18	1	0 - 4	18	6	4 - 18	18
Charge variable	1	65	35 - 80	35	1	0 - 6	35	7	4 - 20	35

Point d'échantillonnage: C<sub>1</sub> = affluent, C<sub>2</sub> = exutoire du réacteur aérobie, C<sub>3</sub> = exutoire du réacteur anaérobie, C<sub>4</sub> = effluent final du système

FICHE TECHNIQUE #5
--------------------

**Système/Substrat:** Échangeur d'ions/Eaux usées industrielles

**Auteurs:** Barcicki, J., Pawlowski, L., Winnicki, T.; Dept. of chemical technology, Institute of Chemistry, Maria-Curie, Slodowska University, Pl.M.C., Sklodowskiej 3, 20-031, Lubin, Poland

**Référence:** Barcicki et al. (1977)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- l'effluent brut est riche en nitrate d'ammonium et subit une filtration initialement
- une colonne emploie une résine échangeuse de cations (Amberlite 200) possédant comme groupe fonctionnel l'acide sulfonique, capture  $\text{NH}_4^+$  et libère  $\text{H}^+$
- $d = 22 \text{ mm}$                        $h = 0.60 - 2.46 \text{ m}$
- l'échangeur cationique est régénéré à l'acide nitrique  $C = 15 - 54\%$ ,  $Q = 0.386 - 11 \text{ m}^3/\text{h}$
- la dernière colonne est un échangeur anionique légèrement basique, régénéré avec une solution d'ammoniaque

#### . Avantages

- l'effluent de ce système consiste en une eau déionisée
- la résine "Amberlite 200" est un échangeur cationique qui résiste très bien aux conditions drastiques

#### . Inconvénients

- le recyclage des solutions de régénération exige plus d'énergie pour les concentrer, donc augmente le coût de production du produit

### Notes

- . les conditions optimales d'opération de ce système d'enlèvement de la charge azotée sont, la hauteur de la colonne sera  $> 1.2 \text{ m}$ , la concentration de  $\text{HNO}_3$  employée pour régénérer l'échangeur cationique est de  $54\%$  et son débit  $> 2.5 \text{ m}^3/\text{h}$

FICHE TECHNIQUE #6
--------------------

**Système/Substrat:** Échangeur d'ions/Eaux usées industrielles

**Auteurs:** Palowski, L, Barcicki, J., Winnicki, T.Z.; Institute of Chemical technology, Maria-Curie, Sklodowska University, Lublin, Poland

**Référence:** Pawloski et al. (1979)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- système combinant deux colonnes de résine échangeuse de cations:
  - 1) légèrement acide; Amberlite IRC50 ou Wofatit CA20
  - 2) fortement acide; Amberlite 200

[HNO <sub>3</sub> ]: 15 - 54%	d: 22 mm	Q <sub>A</sub> : 15 m <sup>3</sup> /h
T°: 17 - 46°C	h: 120 cm	

proportion: Amberlite IRC 50/200 = 9:5 ou  
Wofatit CA 20/Amberlite 200 = 17:10

#### . Avantages

- augmente l'efficacité d'un système d'échange cationique
- les résines Amberlite IRC50 et Wofatit CA20 possède une forte résistance à des conditions drastiques (HNO<sub>3</sub>: 54%, 46°C), elle est comparable à celle de la résine Amberlite 200

#### . Inconvénients

- formation de bulle de CO<sub>2</sub>
- colmatage possible de la première cellule (IRC50 ou CA20) si une filtration n'est pas effectuée au préalable

### Notes

- . évaluation de la dégradation physico-chimique de différentes résines
- . l'utilisation de la résine légèrement acide (acide carboxylique) procure un enlèvement de 67% de la charge d'ions ammonium

FICHE TECHNIQUE #7
--------------------

**Système/Substrat:** Culture fixe + Oxygène pure/Effluent synthétique

**Auteurs:** Jenkins, C.R., Bissonnette, G.K., Gillespie, G.W. and Huff, P.B.;  
West Virginia University, Morgantown, West Virginia

**Référence:** Jenkins et al. (1980)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- le système AMTF (aerobic media trickling filter) utilise une culture de microorganismes croissant sur un garnissage (tube en U creux, dont les branches pointent vers le bas) de 276 unités.

$$d = 3.8 \text{ cm} \quad h = 176 \text{ cm} \quad p_{O_2} = 0.14 - 0.70 \text{ kg/cm}^2 \quad T = 4 - 6 \text{ h}$$

$$B_y = 77 - 183 \text{ p/m}^3/\text{j}$$

- l'effluent synthétique contient: NTK = 25 - 50 mg/l      DO = 5 mg/l

#### . Avantages

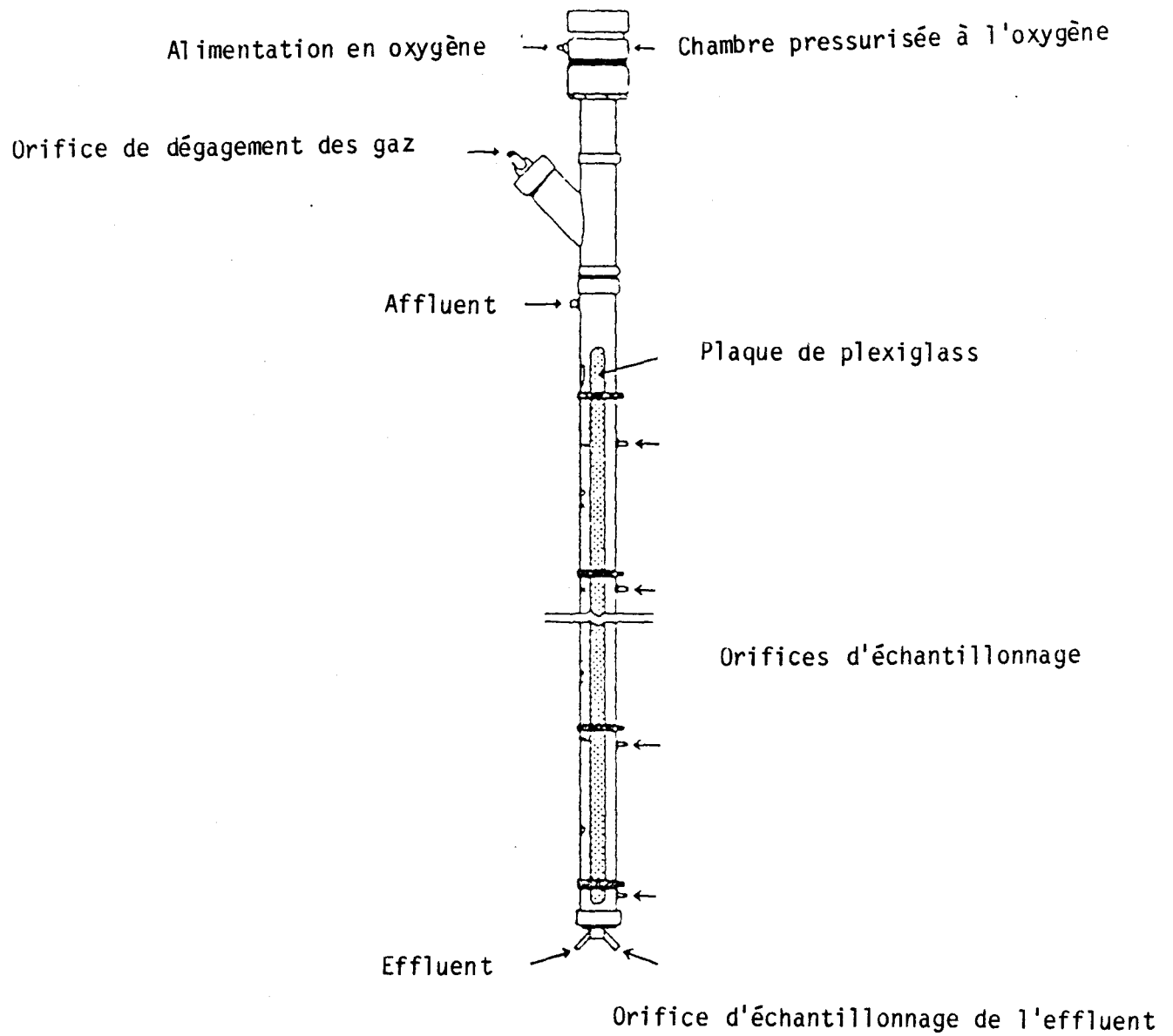
- système efficace et relativement compact

#### . Inconvénients

- une régulation du pH doit être exercée pour éviter une diminution importante qui entraînerais une inhibition du processus

### Notes

- . le système AMTF est applicable pour la nitrification d'un effluent, il est compétitif au point de vue taille et performance
- . la densité de bactéries nitrifiantes est homogène sur toute la longueur du réacteur
- . efficacité de la nitrification varie de 92% à 100%



FICHE TECHNIQUE #8
--------------------

**Système/Substrat:** Réacteurs à lit fluidisé/eaux usées d'aciérie

**Auteurs:** Nutt, S.G., Melcer, H., Pries, J.H.; Canviro Consultants Ltd.,  
178 Louisa St., Kitchener, Ontario, Canada, N2H 5M5.

**Référence:** Nutt et al. (1984)

### CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES

- le système comporte 2 réacteurs à lits fluidisés, le premier de 150 mm de diamètre et de 58.5 l est anoxique (dénitrification) et le second de 290 mm de diamètre et de 210 l est aéré à l'oxygène pur (nitrification)
- le taux de recyclage de chaque lit est très élevé afin de maintenir le débit de fluidisation
- le pH est contrôlé par l'ajout de bicarbonate
- taux de nitrification: 0.022 g N-NH<sub>3</sub>/gMVS/j
- efficacité, voir tableau 3

#### . Avantages

- la biomasse nitrifiante s'accumule rapidement dans le lit fluidisé avec le recyclage des boues

#### . Inconvénients

- il y a inhibition des Nitrobacter par la présence de nitrite dans l'effluent lorsque la conversion de l'ammoniaque en nitrate est incomplète dans le lit fluidisé.

### Notes

- . l'acclimatation des populations de bactéries s'est effectuée en deux étapes avec un effluent dilué dans les proportions de:

19/1 à 5/1 → 2 jours  
5/1 à 1/1 → 20-40 jours

- . le besoin en alcalinité est de 3.5 mg de CaCO<sub>3</sub>/mg de NTK enlevé



Figure 1: Diagramme du procédé biologique d'enlèvement de l'azote avec 2 réacteurs à lit fluidisé

- |   |                                    |
|---|------------------------------------|
| 1 Eaux usées d'acierie                  | 9 Réservoir à recirculation        |
| 2 Clarificateur                         | 10 Contrôle DO/pH                  |
| 3 Phosphore                             | 11 Transfert d'oxygène             |
| 4 Alcalinité                            | 12 O <sub>2</sub>                  |
| 5 RÉACTEUR ANAÉROBIQUE, DÉNITRIFICATION | 13 Recirculation                   |
| 6 Biomasse                              | 14 RÉACTEUR AÉROBIE, NITRIFICATION |
| 7 Sable                                 | 15 Réservoir à recirculation       |
| 8 SÉPARATEUR DE SABLE-BIOMASSE          | 16 Effluent                        |

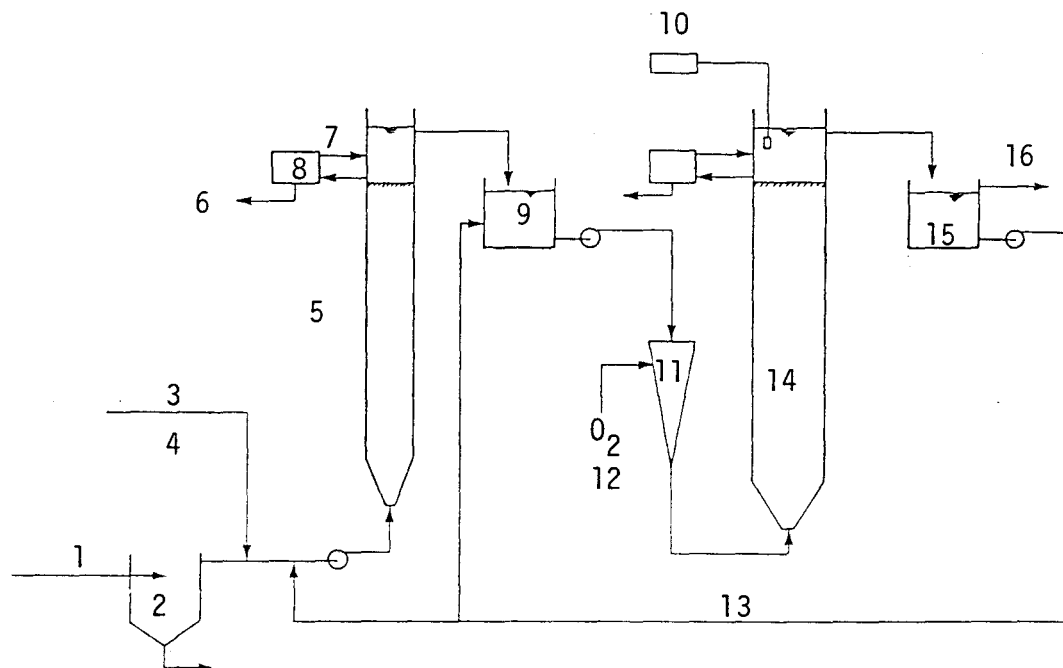


TABLEAU 3

Performance du système biologique à deux lits fluidisés durant un état de pseudo-équilibre

Essai #	HRT (heures) (a)			Système	COD			NTK			Thio-cynate		NO <sub>3</sub> - N	NO <sub>2</sub> - N	NT	MES	
	Anaérobie	Aérobie			FOC	NF	F	Phénol	NF	F	NH <sub>3</sub> - N (c)	CN Total					
1	9.8	35.0	44.8	Effluent(b)	40.0	270.0	220.0	0.08	9.0	7.5	1.0	4.5	1.8	0.0	2.5	10.0	102
				réduction (%)	95.1	91.1	92.2	> 99.9	95.6	96.3	99.5	50.0	99.6	--	--	95.1	--
2	4.8	35.0	39.8	Effluent (b)	50.0	428.0	342.0	0.15	13.3	11.8	2.4	3.8	1.8	0.4	1.0	13.2	170
				réduction (%)	94.3	87.6	89.9	> 99.9	94.6	95.1	98.8	57.8	99.6	--	--	94.5	--
3	3.2	23.3	26.5	Effluent (b)	45.0	355.0	250.0	0.17	9.8	8.8	0.4	6.2	1.6	0.0	1.8	10.6	104
				réduction (%)	94.1	89.1	91.3	> 99.9	94.0	94.1	99.7	42.2	99.5	--	--	92.9	--
4	1.9	14.0	15.9	Effluent (b)	58.0	348.0	305.0	0.14	14.4	11.0	0.4	6.5	2.6	2.3	1.5	15.9	138
				réduction (%)	93.0	89.4	90.0	> 99.9	92.1	93.8	99.8	18.2	99.3	--	--	90.9	--
5	3.0	14.0	17.0	Effluent (b)	70.0	513.0	339.0	0.20	21.5	13.0	1.8	4.5	3.0	2.2	2.3	17.5	315
				réduction (%)	90.6	83.4	88.0	> 99.9	90.7	94.2	99.1	12.5	99.2	--	--	92.2	--

(a) Temps de rétention hydraulique, basé sur le volume à vide du réacteur et la vitesse d'alimentation de l'affluent

(b) Concentration médiane, exprimée en mg/l

(c) Concentration de N-NH<sub>3</sub> de l'alimentation est basée sur la concentration des eaux d'acierle (NH<sub>3</sub>-N + 0.24 CNS)Note: NT, azote total = NTK filtré + NO<sub>T</sub> - N; NF = non-filtrée; F = filtrée