

## Performances d'un système anaérobie à deux phases dans l'épuration des eaux usées domestiques sous climat méditerranéen

Fatiha EL HAFIANE<sup>1</sup> & Bouchaïb EL HAMOURI<sup>1</sup>

Reçu le 10/05/2002; Accepté le 11/07/2002

ردودة انظام الماوائى ذو رلمين يى عالجة المياة اعادة المنزىة تحت ناخ واطى

ركز المر لمة الأوى  
بمر لىن و وار  
نو ات لىة لى اقدر  
أو (DCO).  
ايوم و قدر دة كو ث المياة يى المفالين و اى 47  
و ا. مانج ذا انظام 150  
اغاز ااطىعى كل لغ هلك ن DCO.  
انائج ن أن مية المو اد اعاقاة يى المياة الخار  
ي المر  
ينما قو  
م المى ألىا عملية امر اى و  
دي لى إاچ باز الميان.

الكلمات المفاية : عالجة المياة اعادة - نظام لاوائى بمر - لىن - ردودة - و ل

### Performances d'un système anaérobie à deux phases dans l'épuration des eaux usées domestiques sous climat méditerranéen

Un système anaérobie à deux phases (SADP) est installé au sein de la station d'épuration des eaux usées du campus de l'IAV Hassan II. Il est constitué d'une série de deux réacteurs profonds à alimentation ascendante et entièrement couverts suivis d'un décanteur externe. Le suivi des performances du SADP sur une durée de cinq années consécutives a montré que ce dernier est capable d'éliminer 80% de la DCO sous une charge volumique de  $0,8 \text{ kg DCO m}^{-3} \text{ j}^{-1}$ , un TRH de 47 heures et un débit de  $63 \text{ m}^3 \text{ j}^{-1}$ . Le TRS dans les réacteurs varie de 12 à 112 jours. La production de boues est estimée à  $150 \text{ g MVS kg}^{-1} \text{ DCO}$  éliminée et celle du biogaz à  $0,25 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1} \text{ DCO}$  éliminée avec une teneur moyenne en  $\text{CH}_4$  de 77%. L'effluent du SADP reste relativement chargé en MES. Ces dernières sont des particules de faible densité stabilisées. Un filtre sable/gravier s'est avéré nécessaire pour empêcher ces particules de gêner le fonctionnement de l'unité de "post-treatment". L'analyse du comportement du SADP montre une séparation de phases entre les deux réacteurs.  $R_1$  serait le siège de l'élimination des MES et de l'hydrolyse de la matière organique. Alors que  $R_2$  serait dominé par la méthanisation active de la matière organique soluble provenant de  $R_1$ .

**Mots clés:** Épuration des eaux usées - Système anaérobie à deux phases - Performances - Boues

### Performance of a two-phase anaerobic system in treating domestic wastewater under Mediterranean climate

A Two-Phase Anaerobic System (TPAS) is used for treating  $63 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  of wastewater in the IAV campus, in Rabat. The TPAS includes two deep cylindrical, up-flow covered anaerobic reactors followed by an external settler. Performance analysis shows a COD removal of 80% under an organic loading rate of  $0.8 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  and a HRT of 47 hours. Solids retention time varies from 12 to 112 days and the excess sludge production is estimated at  $150 \text{ g VSS kg}^{-1}$  removed COD. The averaged biogas production is  $0.25 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1}$  removed COD with an average methane content of 77%. The relatively high TSS content of the TPAS effluent is due to the presence of stabilized light and poorly settleable particles. A sand/gravel filter is adopted to prevent these particles from reaching the post-treatment unit. Reactors  $R_1$  and  $R_2$  behaviour analysis shows that a phase separation occurs in the TPAS. Suspended solids removal, partial hydrolysis and acidification does mainly take place in  $R_1$  while  $R_2$  mainly behaves as a methanogenic reactor.

**Key words:** Anaerobic wastewater treatment - Two-phase anaerobic system - Performance - Sludge

<sup>1</sup>Unité d'épuration et de réutilisation des eaux usées - Département de biochimie générale, Institut Agronomique & Vétérinaire Hassan II, B.P. 6202-Instituts, 10101 Rabat, Maroc.

✉ Auteur correspondant e-mail: [b.elhamouri@iav.ac.ma](mailto:b.elhamouri@iav.ac.ma).

## INTRODUCTION

Le traitement anaérobie à haut rendement a montré sa supériorité et ses avantages sur les systèmes aérobies classiques dans l'épuration des eaux usées (Lettinga *et al.*, 1997; van Lier & Lettinga, 1999). Ces systèmes produisent très peu de boues et assurent des rendements élevés d'élimination de la matière organique pendant des temps courts. En même temps, ils occupent des superficies réduites et engendrent de coûts d'investissement et de fonctionnement modérés tout en offrant la possibilité de récupérer le biogaz et de l'utiliser à des fins énergétiques.

Parmi les systèmes à haut rendement largement diffusés figure le réacteur anaérobie à lit de boues ou "up-flow anaerobic sludge blanket" (UASB). Celui-ci consiste en un réacteur à alimentation ascendante muni d'un séparateur interne des phases (solide/gaz) (Lettinga *et al.*, 1980). D'autres systèmes dérivés ont, depuis, été développés comme le réacteur à lit de boue granulaire expansé ou "expanded granular sludge blanket" (EGSB), le réacteur anaérobie à lit de boues fluidisé (RALF) etc. Ce dernier se distingue de l'UASB par l'absence du séparateur interne des phases (van Haandel & Lettinga, 1994).

Les systèmes anaérobies à haut rendement ont été essentiellement développés pour l'épuration des eaux usées industrielles notamment pour les rejets des sucreries. Toutefois et depuis les années 80, ces systèmes ont été activement appliqués pour l'épuration des eaux usées domestiques (Mc Carty, 2001). Les principales applications à échelle réelle ont été réalisées en Inde et en Amérique du sud (van Haandel & Lettinga, 1994; Hulshoff Pol *et al.*, 1997), alors que les expériences menées, à échelle pilote, dans les pays tempérés n'ont pas donné les résultats escomptés. Les investigations ont, en effet, montré que les faibles températures

réduisaient fortement le taux d'hydrolyse et conduisaient à une accumulation gênante des MES dans le réacteur (De Man, 1990; Wang, 1994). Pour dépasser ces contraintes, les investigations ont montré l'importance de mettre en place une série de réacteurs dont le premier serait chargé de piéger les MES afin d'en assurer l'hydrolyse progressive (van Lier *et al.*, 1997; Zeeman & Lettinga, 1999; Rebac *et al.*, 1999; Elmitwalli *et al.*, 2002).

L'article décrit l'expérience d'introduire un système anaérobie à deux phases (SADP) à grande échelle pour l'épuration des eaux usées urbaines sous les conditions climatiques de la ville de Rabat (climat méditerranéen). L'article présente les performances et le comportement de ce système, en fonctionnement depuis décembre 1996 et discute les rôles de chacune de ses composantes.

## MATÉRIEL ET MÉTHODES

### 1. Station d'épuration

La ville de Rabat est située au Nord-Ouest du Maroc (latitude de 30°03' N, longitude de 6°46' W et altitude moyenne de 73,3 m). Les températures mensuelles moyennes sont de 14°C en saison froide et de 24°C en saison chaude.

L'étude est menée dans la station prototype d'épuration des eaux usées de l'Institut Agronomique et Vétérinaire Hassan II (IAV) à Rabat dont la capacité est de 1500 équivalent-habitants. Le système d'épuration adopté est la technologie des bassins à haut rendement (TBHR) dont la filière installée à l'IAV comporte une unité anaérobie suivie d'une unité aérobie de post-traitement. Cette dernière est constituée d'un chenal algal à haut rendement (CAHR) suivi de deux bassins de maturation (BM) en série (Figure 1).

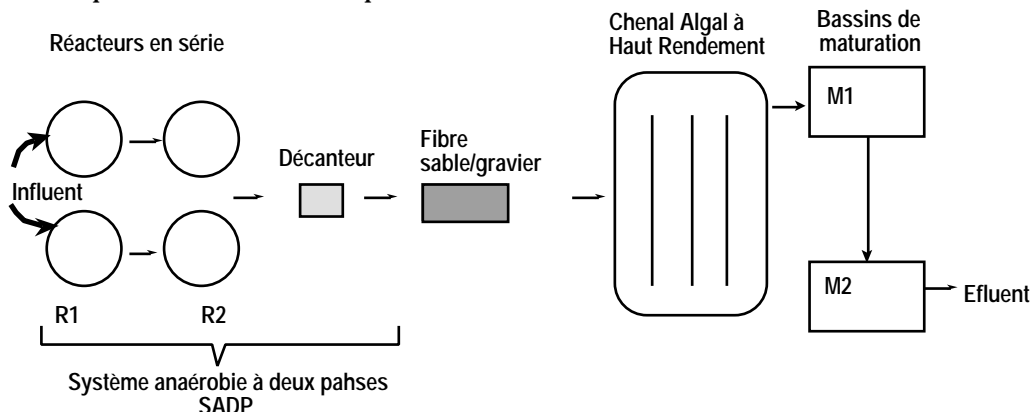


Figure 1. Configuration de la station d'épuration des eaux usées de l'IAV Hassan à Rabat

Les eaux usées sont celles du campus de l'IAV qui comporte une résidence pour étudiants avec un restaurant universitaire, des logements pour le personnel administratif, des locaux d'enseignement et de recherche et une clinique vétérinaire. La station traite un débit moyen de  $63 \text{ m}^3/\text{j}$ . Les débits maximum et minimum enregistrés sont  $110$  et  $14 \text{ m}^3/\text{j}$ . Cette dernière valeur est atteinte pendant les périodes des vacances scolaires.

L'unité anaérobie placée en amont de la station consiste en deux filières semblables mises en parallèle. Chaque filière est constituée de deux réacteurs anaérobies en série ( $R_1$  &  $R_2$ ) suivis d'un décanteur externe (D). L'ensemble  $\{R_1+R_2+D\}$  constitue ce que l'on a appelé "système anaérobie à deux phases" (SADP) (Figure 2). Une unité de filtration sur milieu granulaire est placée en aval du SADP.

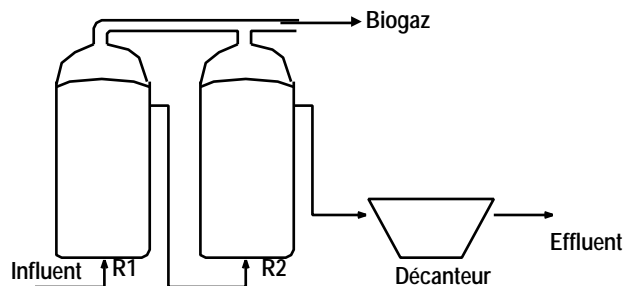


Figure 2. Représentation schématique du SADP

## 2. Description du SADP

### 2.1. Les réacteurs $R_1$ et $R_2$

Les réacteurs  $R_1$  et  $R_2$  sont deux bassins profonds de forme cylindrique, construits en dur à alimentation ascendante (Figure 2). Les dimensions et les principaux paramètres opérationnels sont présentés dans le tableau 1. Ces réacteurs sont complètement couverts et munis chacun d'un système de collecte de biogaz.

Tableau 1. Dimensions et conditions opérationnelles des réacteurs  $R_1$  et  $R_2$

Paramètre	Unité	$R_1$	$R_2$
Hauteur	(m)	5,3	5,0
Diamètre	(m)	3	3
Volume utile	( $\text{m}^3$ )	32	30
Charge organique volumique appliquée	$\text{kg DCO m}^{-3} \text{ j}^{-1}$	0,79	0,56
Vitesse d'ascension maximale	( $\text{m h}^{-1}$ )	0,6	0,6
TRH moyen <sup>(1)</sup>	(h)	24	23

<sup>(1)</sup> TRH: Temps de rétention hydraulique

### 2.2. Le décanteur (D)

Le décanteur est de type classique avec une forme longitudinale. Il a 2 m de long, 0,7 m de large et environ 1 m de hauteur. Les boues piégées dans le décanteur sont régulièrement évacuées vers l'unité de séchage qui consiste en six lits de séchage des boues ayant chacun 2 m de longueur, 0,80 m de largeur. Les lits sont remplis d'une couche de gravier et une autre de sable et le liquide drainé est remis à l'entrée des réacteurs.

### 2.3. Le filtre sable/gravier (FSG)

Le FSG consiste en un bassin de  $24 \text{ m}^2$  de superficie et 80 cm de profondeur imperméabilisé à l'aide d'un film de géomembrane. Le filtre est rempli sur une hauteur de 0,40 m d'une couche de sable et gravier (50/50) surmonté d'une couche de 0,40 m de gravier seul. La porosité est de 0,4 et le volume utile de  $13,2 \text{ m}^3$ . Le FSG reçoit une charge hydraulique moyenne de  $2,9 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ j}^{-1}$ . Le rôle essentiel du filtre est de débarrasser l'effluent des boues digérées à faible densité, qui échappent au décanteur.

## 3. Méthodes d'analyses

Les performances du système anaérobie ont été évaluées à l'aide de campagnes bimensuelles qui consistent en des prélèvements d'échantillons au niveau de l'influent et des effluents des différentes composantes de l'unité. La technique d'échantillonnage adoptée est celle de "l'échantillon composite" qui consiste à effectuer des prélèvements toutes les deux heures pendant 24 heures pour en former un seul échantillon qui subira les analyses. Les échantillons prélevés sont transportés immédiatement au laboratoire situé à 200 mètres de la STEP où ils sont conservés à  $4^\circ\text{C}$  avant d'être analysés dans les 24 heures qui suivent. Les analyses ont consisté en la détermination de la demande chimique en oxygène (DCO), la demande biochimique en oxygène ( $\text{DBO}_5$ ), l'azote total kjeldahl (NTK), l'azote ammoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ), le phosphore total (Pt), le phosphore des orthophosphates ( $\text{P-PO}_4$ ), les matières en suspension (MES), les matières en suspension volatiles (MVS), les matières sèches totales (MST), les matières volatiles totales (MVT) et les acides gras volatiles (AGV). Toutes les analyses sont effectuées selon Standard Methods for Water and Wastewater Examination (APHA, 1989). La DCO particulaire (DCOp) est la fraction non soluble de la DCOT. Elle est déterminée par différence entre la DCOT et la DCO soluble (DCOs).

La DCO de l'effluent décanté (DCOd) est la DCO de la fraction non décantable de la DCOT. Elle est déterminée sur un échantillon qui a décanté pendant 30 min. Les mesures de pH, de température et de conductivité électrique (CE) sont effectuées *in situ* à l'aide d'un pHmètre (WTW 197) et d'un conductivimètre (WTW LF 197). La concentration des coliformes fécaux (CF) est déterminée selon la technique du nombre le plus probable (NPP) décrite dans "standard methods" (APHA, 1989) sur un échantillon ponctuel prélevé au moment du pic quotidien du débit. Le dénombrement des œufs d'helminthes est effectué sur un échantillon composite par flottation utilisant le saccharose (Arther *et al.*, 1981). La production est déterminée à l'aide d'un compteur à biogaz placé avant le groupe électrogène (MAG DEUTZ F1L208) qui assure la conversion du biogaz en énergie électrique. La composition du biogaz est déterminée par un chromatographe en phase gazeuse (Chrompack CP 9001) muni d'un détecteur à conductivité thermique. Le chromatographe est équipé d'une colonne en inox remplie avec 60/80 supelco Carbosieve S-II ; la température est maintenue à 35 °C pendant 3 min avant de passer à 225°C avec une cadence de 20°C/min; le gaz vecteur est l'hélium.

L'indice de décantation des boues ou "sludge velocity index" (SVI) est déterminé selon APHA (1989). Le temps de rétention des solides (TRS) est déterminé en utilisant la formule suivante:

$$\text{TRS} = \frac{X}{X_p}$$

Où X est la teneur du réacteur en biomasse  
Xp est la production excédentaire de boue par jour

Le test de l'activité méthanigène des boues a été effectué à l'aide d'un montage expérimental mis en place au laboratoire. L'activité méthanigène spécifique des boues (SMA) maximale a été mesurée à 28°C en fournissant l'acide acétique comme substrat à une concentration de 4 g DCO/l avec une concentration de boues d'environ 3 g MVS/l (Haskoning, 1994). Le test de la stabilité des boues est mené à l'aide du même montage expérimental utilisé pour le test de l'activité méthanigène et est déterminé dans les mêmes conditions mais sans addition d'acétate (van Haandel & Lettinga, 1994). La granulométrie des boues est déterminée par une technique de tamisage adaptée aux boues et décrite par Laguna *et al.* (1999).

#### 4. Caractéristiques des eaux usées

Les principales caractéristiques des eaux usées de l'IAV Hassan II sont présentées dans le tableau 2.

**Tableau 2. Principales caractéristiques des eaux usées du campus IAV (1997-2002)\***

Paramètre	Min.	Max.	Moy.	Déviat. Stand
pH	6,4	7,2	6,9	0,29
T (°C)	14,8	27,1	19,5	3,1
CE (µS/cm)	1130	1880	1290	0,26
MD (ml/l)	1,1	28,0	5,8	5,9
MST (mg/l)	756	1248	1036	203
MVT (mg/l)	146	538	381	92
MES (mg/l)	146	476	330	85
MVS (mg/l)	95	302	190	57
DCOt (mg/l)	480	1400	800	202
DCO soluble (mg/l)	240	768	420	117
DBO <sub>5</sub> (mg/l)	200	780	390	139
AGV (mg/l)	69	220	120	56
NTK (mg/l)	28,2	104,1	72,1	25,3
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	14,8	71,0	45,9	16,2
P <sub>T</sub> (mg/l)	4,3	12,1	8,2	2,3
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	2,7	8,5	5,7	1,4
Œufs d'helminthes/l	1,1	13,0	7,0	5,6
CF (10 <sup>7</sup> unité/100 ml)	0,4	9,0	3,6	1,1

Min.: Minimum; Max. Maximum; Moy.: Moyenne; Déviat. Stand : Déviation standard

\*Moyenne de 136 prélèvements

La concentration moyenne en DCOT des eaux usées du campus de l'IAV est de 800 mgO<sub>2</sub>/l avec une fraction insoluble de 47% et un rapport moyen DCO/DBO<sub>5</sub> de 2,0. Les concentrations moyennes des MES sont de 330 mg/l avec une fraction organique de 58% et celles des MST de 1036 mg/l avec une fraction organique de 37% (Tableau 2). Le ratio DCO: N: P est de 100: 8: 1 ce qui permet la croissance des bactéries anaérobies sans apport en éléments nutritifs (Speece, 1996). D'après leur composition, les eaux usées du campus de l'IAV peuvent être classées comme des eaux usées domestiques moyennement à fortement chargées (Metcalf & Eddy, 1991).

## RÉSULTATS ET DISCUSSION

### 1. Performances du SADP

#### 1.1. Paramètres physico-chimiques

La température de l'eau augmente légèrement en passant dans les réacteurs. Une différence de 2 °C est notée entre l'influent et l'effluent du SADP. Le pH diminue de 6,9 à 6,8 en passant par 6,6 à la

sortie de R<sub>1</sub>. Le pH relativement faible enregistrée dans R<sub>1</sub> témoigne de l'occurrence dans ce réacteur d'avantages de réactions productrices d'acides (acidification) comparativement à R<sub>2</sub>. La valeur de la conductivité électrique augmente depuis l'entrée jusqu'à la sortie du SADP témoignant d'une minéralisation progressive dans les réacteurs (Tableau 3).

## 1.2. Matière organique

Les taux d'abattement du SADP sont de 61% pour la DCOt et de 69% pour la DBO<sub>5</sub>. En terme de DCO soluble, l'efficacité d'élimination est de 71%. Etant donné que dans les systèmes anaérobies à haut rendement, une quantité de boue est entraînée avec l'effluent, van Haandel & Lettinga (1994) suggèrent d'évaluer le rendement de ce type de système en considérant la DCO de l'effluent décanté (DCOd) par rapport à la DCOt de l'influent. Calculé de cette manière, le taux d'élimination de la DCO atteint 80% en moyenne. L'évolution du taux d'abattement calculé de cette manière montre de faibles variations témoignant de la stabilité du rendement du SADP (état stationnaire) contrairement à celle du taux calculé en considérant la DCOt dans l'influent et l'effluent qui présente de fortes amplitudes en raison des éliminations périodiques des boues excédentaires par les réacteurs (Figure 3).

## 1.3. Nutriments

Le SADP ne contribue pas de manière significative dans l'élimination des nutriments. Les taux d'abattement moyens de 17% pour N-total et de 13% pour P-total. Les composés organiques azotés et phosphorés subissent une minéralisation dans les réacteurs. Les concentrations de l'effluent du SADP en N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> augmentent de 8% et celles de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> de 7%. Ces observations concordent avec celles rapportées par d'autres auteurs (Lettinga, 1992; Van Haandel & Lettinga, 1994).

## 1.4. Élimination des pathogènes

En terme d'abattement des pathogènes, le SADP assurent l'élimination totale des œufs d'helminthes et contribue dans l'abattement des CF avec 1 unité logarithmique. Un taux similaire a été obtenu avec des réacteurs type UASB en Amérique latine (van Haandel et Lettinga, 1994).

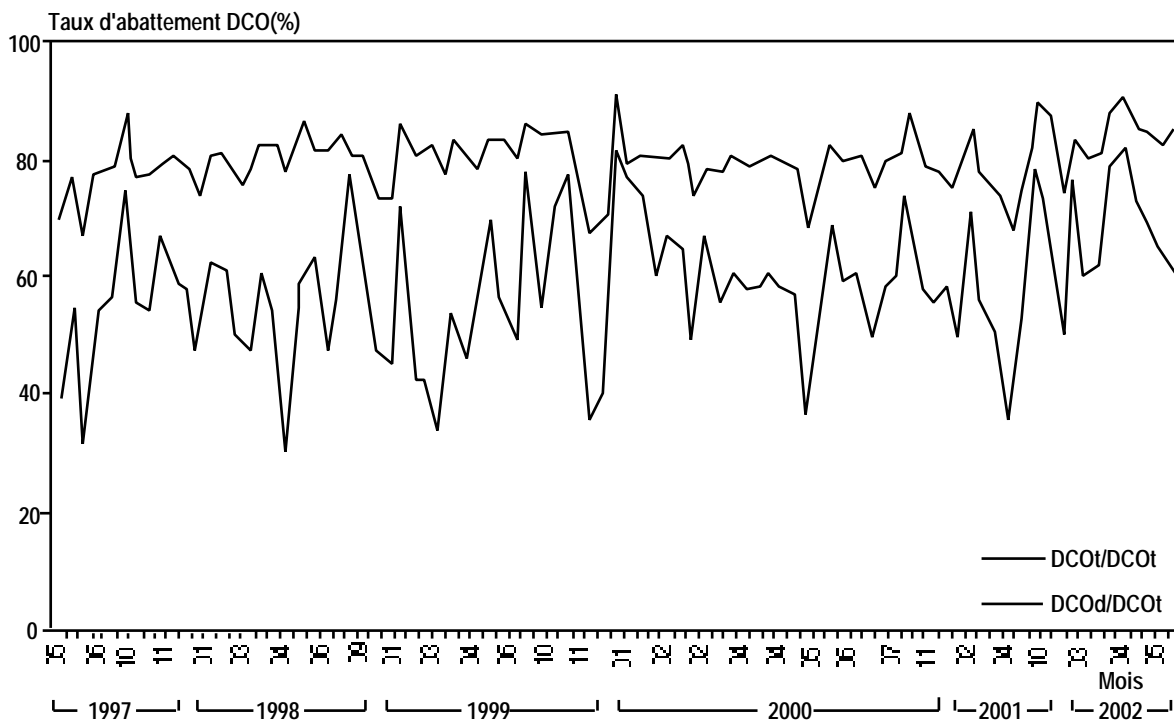
## 1.5. Matières en suspension

Le taux d'abattement moyen en MES est de 30%. Ce faible rendement n'est qu'en partie expliqué par le sous-dimensionnement du décanteur. Il est essentiellement lié à la nature des MES entraînées avec l'effluent. En effet, nous avons pu distinguer deux types de particules : des particules réticulées

**Tableau 3. Taux d'abattement cumulés et par composante des principaux paramètres de pollution obtenus dans le SADP<sup>(1)</sup> (période allant de mai 1997 à juin 2002)**

Paramètre	Influent	..... Réacteur 1.....		..... Réacteur 2.....		..... Décanteur.....		TAcumulé %
		Valeur	TA* %	Valeur	TA %	Valeur	TA %	
pH	6,9 (0,29)	6,6(0,2)	-	6,8(0,12)	-	6,8 (0,15)	-	-
T°C	19,5	20,0	-	21,5	-	21,0	-	-
CE (µS/cm)	1290	1400	-	1415	-	1420	-	-
DCOt (mgO <sub>2</sub> /l)	800	530	34	380	28	310	18	61
DCOs (mgO <sub>2</sub> /l)	420	270	36	120	56	120	-	71
DCOd (mgO <sub>2</sub> /l)	-	285	-	159	-	159	-	80 <sup>(2)</sup>
DBO <sub>5</sub> (mgO <sub>2</sub> /l)	390	200	49	150	25	120	20	69
MES (mg/l)	330	300	9	280	7	230	18	30
MVS (mg/l)	190	150	21	160	-7	105	34	45
AGV (mg/l)	120	170	-42	96	44	-	-	-
NTK (mg/l)	72	63,1	5	61,3	3	60,0	2	17
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	45,9	48,1	-5	49,8	-4	49,7	0	-8
P total (mg/l)	8,2	7,8	5	7,5	5	7,1	5	13
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	5,7	5,9	-4	6,1	-3	6,1	0	-7
CF (unité/100ml)	3,6 E7	-	-	3,3 E6	1,0**	-	-	1,0*
Œuf helminthe (œuf/l)	7	-	-	-	-	0	100	100

<sup>(1)</sup> SADP : Système anaérobie à deux phases ; <sup>(2)</sup> le taux d'abattement est calculé en considérant la DCOd de l'effluent par rapport à la DCOt de l'influent ; \* TA : taux d'abattement propre ; \*\* abattement en unités logarithmiques. Les valeurs des écart-types sont mises entre parenthèses.



**Figure 3. Efficiences d'élimination de la DCO déterminées sur la base de la DCOt influent et DCOt effluent et sur la base de la DCOt influent et DCO effluent décanté**

qui sédimentent facilement et dont l'indice de décantation (ou "sludge velocity index") (SVI) est inférieur à 20 ml/g et des particules à faible densité formées de granules dont le diamètre ne dépasse pas 63  $\mu\text{m}$  et le SVI est compris entre 25 et 35 ml/g. La plus grosse part des premières est arrêtée au niveau du décanteur alors que les secondes sont entraînées avec l'effluent.

Par ailleurs, les essais de décantation à l'éprouvette effectués au laboratoire ont montré que les boues piégées au niveau du décanteur gardaient une activité méthanigène non négligeable ce qui conduisait à une remise en suspension permanente des particules. Ces caractéristiques des boues rendent difficile leur élimination par décantation dans des limites de temps acceptables.

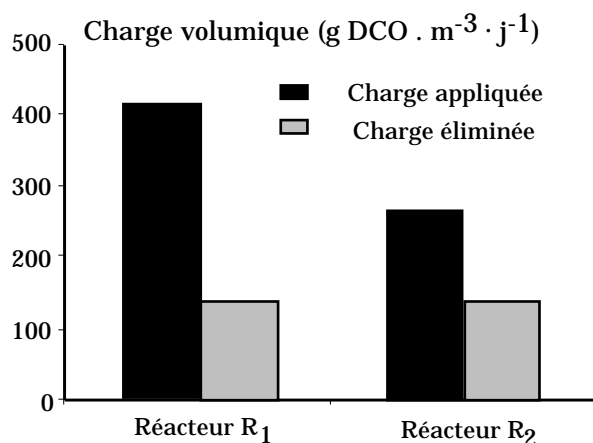
Pour empêcher que ces particules ne parviennent au stade de post-traitement aérobie destiné à éliminer les nutriments et les pathogènes et n'affectent son efficacité, un filtre sable/gravier (FSG) a été placé en aval du SADP. Le FSG permet l'élimination de 68% des MES avec une concentration moyenne résiduelle de l'effluent de 15 mg/l. Cette élimination des solides s'accompagne d'une réduction de la DCO et de la  $\text{DBO}_5$  dont les concentrations résiduelles atteignent 110 mg/l (DCO) et 30 mg/l ( $\text{DBO}_5$ ). Par

ailleurs, le FSG participe à l'élimination des coliformes fécaux avec un taux moyen de 0,7 unité logarithmique.

## 2. Rôle des réacteurs $R_1$ et $R_2$

Les taux d'abattement propres en DCOt opérés par  $R_1$  sont de 34% et ceux de  $R_2$  de 28% (Tableau 3). Le rendement plus élevé du premier réacteur est dû à la sédimentation d'une part importante de la DCOp. Ce résultat est en concordance avec ceux obtenus par d'autres auteurs (Zeeman & Lettinga, 1999).

En terme de DCOs, les réacteurs  $R_1$  et  $R_2$  enlèvent chacun 139 g DCO  $\text{m}^{-3} \text{j}^{-1}$  alors que le réacteur  $R_2$  reçoit à peine les 2/3 de la charge volumique appliquée à  $R_1$  soit 250 contre 389 g  $\text{m}^{-3} \text{j}^{-1}$  (Figure 4). Si l'on admet que la cinétique de dégradation de la DCOs est d'ordre un, nous sommes forcés de constater que l'activité de la dégradation de la matière organique en  $R_2$  dépasse d'environ 30% celle de  $R_1$ . Cette différence peut être expliquée par la nature du substrat admis dans chacun des réacteurs. Le réacteur  $R_1$  reçoit une matière organique dont 48% est sous forme particulaire. Cette dernière doit être hydrolysée avant d'être partiellement attaquée par les bactéries acidogènes puis méthanigènes.



**Figure 4. Charges volumiques en terme de DCO appliquées et éliminées par les deux réacteurs**

Par contre, le réacteur R<sub>2</sub> reçoit une DCO soluble ayant transité par R<sub>1</sub> où elle a dû subir au moins l'étape d'hydrolyse. On assisterait donc à une séparation de phases entre les deux réacteurs. Une première phase, dominée par les processus d'hydrolyse et d'acidification qui prédomine dans le réacteur R<sub>1</sub> et une seconde phase, caractérisée par une méthanisation plus active dominante dans R<sub>2</sub>. Pourrait en témoigner dans ce sens la concentration plus élevée en acides gras volatiles dans R<sub>1</sub> (170 mg acétate/l) par comparaison à R<sub>2</sub> (96 mg acétate/l) (Tableau 3). Cette séparation de phases se superposerait à une ségrégation des populations bactériennes productrices de méthane entre les deux réacteurs. En effet, l'application du test de l'activité méthanigène des boues, basé sur l'apport de l'acétate comme substrat, a montré que les boues du réacteur R<sub>2</sub> présentent une activité méthanigène maximale (SMA max) sept fois plus élevée que celle de R<sub>1</sub> soit 0,22 contre 0,03 mg DCO mg<sup>-1</sup> MVS j<sup>-1</sup>. Ceci indique une dominance des genres méthanigènes acétoclastes en R<sub>2</sub>

(*Methanosarcina* et *Methanotrix*) et des genres méthanigènes réducteurs de CO<sub>2</sub> en R<sub>1</sub> (*Methanobrevibacter spp.*; *Methanobacterium spp.*).

Un autre facteur non négligeable pouvant expliquer la meilleure performance de R<sub>2</sub> serait la nature de la fraction particulaire admise dans ce dernier. Cette fraction diffère de celle entrant dans R<sub>1</sub>. En effet, les observations montrent qu'elle est constituée de la biomasse active de R<sub>1</sub> entraînée par l'effluent vers R<sub>2</sub> où elle renforce l'activité et améliore le rendement de la méthanisation.

### 3. Production et caractéristiques des boues

La production spécifique moyenne des boues dans les réacteurs est estimée à 0,22 g MES g<sup>-1</sup> DCO appliquée. Rapportée à la quantité de DCO éliminée, cette production atteint 0,28 g MES g<sup>-1</sup> DCO. Le tableau 4 présente une comparaison de nos valeurs avec celles obtenues ailleurs. En terme de MES, nos valeurs sont comparables à celles trouvées sur des réacteurs type UASB à Cali, Sao Paulo et Kanpur (Tableau 4). Cependant, en terme de fraction organique, nos valeurs sont légèrement plus élevées. En effet, les boues produites à Rabat présentent un ratio MVS/MES de 0,53 alors qu'il est de 0,35 - 0,45 à Cali et de 0,30 - 0,40 à Kanpur.

Dans le SADP, le TRS peut varier de 12 à 112 jours avec un TRS moyen de 32 jours. Cette variation importante est associée au mode de conduite retenu (fonctionnement à la capacité maximale de rétention des solides) où la teneur des réacteurs en biomasse varie avec le temps. Dans le mode de conduite basé sur le soutirage régulier des boues, l'opérateur peut, relativement, contrôler le TRS. Des valeurs allant de 7,8 à 108 jours pour des TRH variant de 2,1 à 17 heures ont été rapportées par van Haandel & Lettinga (1994) sur l'UASB de Pedregal au Brésil.

**Tableau 4. Comparaison de la production spécifique de boues avec quelques réacteurs UASB**

Système	TRH (heures)	Boues produites.....		Boues produites .....	
		..... par DCO appliquée .....	..... par DCO éliminée.....	..... par DCO appliquée.....	..... par DCO éliminée.....
		g MES g <sup>-1</sup> DCO	g MVS g <sup>-1</sup> DCO	g MES g <sup>-1</sup> DCO	g MVS g <sup>-1</sup> DCO
UASB (Cali) *	4 - 8	0,20	0,07	0,30	0,11
UASB (Sao Paulo)*	5 - 14	0,20	-	0,29	-
UASB (Kanpur) *	6	0,27	0,10	0,39	0,14
SADP (Rabat)	36	0,22	0,12	0,28	0,15

TRH: Temps de rétention hydraulique : \* Van Haandel & Lettinga (1994)

L'application du test de stabilité des boues, tel qu'il a été décrit par van Haandel & Lettinga (1994), conduit à une production de 40 ml CH<sub>4</sub> g<sup>-1</sup> MVS avec un arrêt total de la fermentation au bout de 21 jours. Rapportées en équivalent de MVS, cette production de méthane atteint 0,067 g MVS g<sup>-1</sup> MVS de boues. Ceci témoigne d'une bonne stabilisation avec seulement 6,7% des boues non stabilisées. Le ratio MVS/MES obtenu et qui se situe entre 0,50 et 0,65 confirme cette bonne stabilité des boues entraînées dans l'effluent du SADP. Par ailleurs, Miron *et al.* (2000) et Zeeman & Sanders (2001), indiquent que les boues excédentaires évacuées du premier réacteur d'un système UASB à deux étapes (deux UASB en série) ne sont pas stabilisées. Ils recommandent une étape supplémentaire dans un digesteur anaérobie. Observé sous cet angle, le SADP, avec ses deux réacteurs en série et une évacuation des boues au niveau du décanteur, semble une meilleure approche pour la gestion et la stabilisation des boues.

Les boues évacuées du décanteur sont étalées sur des lits de séchage. Dans les conditions climatiques de Rabat et avec une charge appliquée de 1,5 kg MST m<sup>-2</sup>, l'humidité de la boue initialement de 97% atteint 5 à 10% au bout de 5 jours en saison froide et 3 jours en saison chaude. Pour la même teneur finale en matière sèche (MS) (50%), la productivité des lits de séchage est de 0,75 kg MS m<sup>-2</sup> j<sup>-1</sup> à Rabat alors qu'elle est de 1,4 kg MS m<sup>-2</sup> j<sup>-1</sup> à Pedregal (Brésil) (van Haandel & Lettinga, 1994). Cette productivité plus élevée à Pedregal est due aux conditions climatiques plus favorables régnant dans les régions tropicales.

#### 4. Production et composition du biogaz

Le volume de biogaz produit varie de 4 à 18 m<sup>3</sup> j<sup>-1</sup> avec une moyenne de 10 m<sup>3</sup> j<sup>-1</sup>. La production spécifique est de 0,25 m<sup>3</sup> biogaz kg<sup>-1</sup> DCO éliminée. Le biogaz produit se compose de 77% de méthane, 14% d'azote et 2% de dioxyde de carbone. Cette production correspond ainsi à 0,19 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> kg<sup>-1</sup> DCO éliminée. Un taux de production de méthane similaire est obtenu par Lettinga (1992) (0,19 m<sup>3</sup>) sur un réacteur UASB en région tropicale. Elmitwalli *et al.* (1999) rapportent un taux de 0,25 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> kg<sup>-1</sup> DCO. Rappelons que la valeur théorique est de 0,35 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> kg<sup>-1</sup> DBO ultime éliminée (Metcalf & Eddy, 1991).

La présence d'azote dans le biogaz à un taux relativement élevé est obtenue également par d'autres chercheurs (Haskoning, 1994). Cette

teneur du biogaz en azote est expliquée par une voie nouvelle de dénitrification anaérobie appelée "anaerobic ammonium oxidation" ou "Anammox" en présence de sulfate comme oxydant (van Lier *et al.*, 2001; Fdz-Polanco *et al.*, 2001).

#### CONCLUSION

Le SADP tel qu'il est décrit dans cet article s'est révélé capable d'éliminer la plus grande part de la matière organique des eaux usées traitées dans la STEP de l'IAV. La conception du système facilite grandement la manutention et l'évacuation des boues excédentaires stabilisées et empêche l'émanation des mauvaises odeurs. L'élimination de la matière organique s'accompagne d'une production de biogaz dont 77% est sous forme de méthane. Toutefois, la présence dans l'effluent du SADP de particules de faible densité non décantables dans des limites de temps acceptables nécessite la mise en place d'un filtre sable/gravier. Ce dernier peut empêcher ces particules de gêner le fonctionnement de l'unité de "post-treatment". À l'IAV, l'unité de post-treatment consiste en un chenal algal à haut rendement suivi d'une série de deux bassins de maturation dont le rôle est de compléter le traitement de l'effluent du SADP en éliminant les nutriments (N et P) et en réduisant la concentration des pathogènes. Configurée de cette façon, la STEP produit un effluent final ayant des concentrations résiduelles moyennes de 5,2 mg/l en N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, 2,6 mg/l en P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> et de 2400 CF par 100ml.

#### RÉFÉRENCES CITÉES

- American Public Health Association (APHA) (1989) Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, 17<sup>th</sup> Ed, APHA, New York
- Arther RG, Fox JC & Fitzgerald PR (1981) Parasite ova in anaerobically digested sludge. *JWPCF* 53: 1334-1338
- Elmitwalli AT, Zandvoort MH, Zeeman G, Bruning H & Lettinga G (1999) Low temperature treatment of domestic sewage in up-flow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors. *Wat Sci Tech* 39 (5): 177-185
- Elmitwalli AT, Kim LT, Zeeman G & Lettinga G (2002) Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter / anaerobic hybrid system at low temperature. *Wat Res* 36: 2225-2232



- Fdz-Polanco F, Fdz-Polanco M, Fernandez N, Uruena MA, Garcia PA & Villaverde S (2001) Combining the biological nitrogen and sulfur cycles in anaerobic conditions. *Proceedings Farewell symposium Gatze Lettinga*, March, Wageningen
- Haskoning (1994) Royal Dutch Consulting Engineers and Architects. Anaerobic treatment of domestic wastewater under tropical conditions. DECOM manual
- Hulshoff Pol L, Euler H, Eitner A & Grohganz TBW (1997) State of the art sector review. Anaerobic Trends. *WQI* July/August, 31-33
- Lettinga G Van Velsen AFM, Hobma SW, de Zeeuw WJ & Klapwijk A (1980) Use of the up-flow sludge blanket (USB) concept for biological wastewater treatment, especially anaerobic treatment. *Biotechnology and bioengineering* 22: 699-734
- Lettinga G (1992) Treatment of raw sewage under tropical conditions. Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. Volume 7. Lancaster, Pennsylvania, USA
- Lettinga G, Field J, Van Lier J, Zeeman G & Hulshoff Pol LW (1997) Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future. *Wat Sci Tech* 35 (10): 5-12
- Mc Carty PL (2001) The development of anaerobic treatment and its future. *Proceedings Farewell symposium Gatze Lettinga*, March, Wageningen
- Metcalf & Eddy Inc. (1991) Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse. 3<sup>rd</sup> ed., McGraw Hill, Inc., New York
- Miron Y, Zeeman G, Van Lier JB & Lettinga G (2000) The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Wat Res* 34 (5): 1705-1713
- Rebac S, Van Lier JB, Lens P, Stams AJM, Dekkers F, Swinkels KTM & Lettinga G (1999). Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wastewaters. *Wat Sci Tech* 39 (5): 203-210
- Speece RE (1996) Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters. Archae Press, Nashville, Tennes- see, p. 52
- Van Haandel A & Lettinga G (1994) Anaerobic Sewage Treatment: A Practical Guide for Regions with a Hot Climate. Wiley & Sons, Chichester, UK
- Van Lier JB, Rebac S & Lettinga G (1997) High rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions. *Wat Sci Tech* 35 (10): 199-206
- Van Lier JB & Lettinga G (1999) Appropriate technologies for effective management of industrial and domestic wastewaters : the decentralised approach. *Wat Sci Tech* 40 (7): 1-18
- Van Lier JB, Tilche A, Arhring BK, Macarie H, Molletta R, Dohanyos M, Hulshoff Pol LW, Lens P & Verstraete W (2001) New perspectives in anaerobic digestion. *Wat Sci Tech* 43 (1): 1-18
- Zeeman G & Lettinga G (1999) The role of anaerobic digestion of domestic sewage inclosing the water and nutrient cycle at community level. *Wat Sci Tech* 39 (5): 187-194
- Zeeman G & Sanders W (2001) Potentials of anaerobic digestion of complex waste (water). *Proceedings Farewell symposium Gatze Lettinga*, March, Wageningen