Performances et limites d'un procédé à lit fluidisé associant biofilm et liqueur mixte (IFAS) pour le traitement du carbone et de l'azote des eaux résiduaires urbaines

■ P. MORETTI[1], J.-P. CANLER[1], O. PETRIMAUX[2], F. BALMER[2], P. BUFFIÈRE[3], P. LESSARD[4], J.-M. CHOUBERT[1]

Mots-clés : nitrification, dénitrification, IFAS, biofilm, boues activées, traitement de l'azote, traitement du carbone

Keywords: nitrification, denitrification, IFAS, biofilm, activated sludge, nitrogen removal, carbon removal

Les agglomérations, sous la pression d'une réglementation toujours plus exigeante sur le traitement de l'azote et dans un contexte foncier peu favorable, sont à la recherche de procédés plus compacts et fiables. En effet, la compacité des procédés de type boues activées en traitement de l'azote est limitée par l'étape de nitrification. Pour des charges massiques appliquées élevées, le temps de séjour des boues est trop faible pour maintenir le développement de biomasse nitrifiante. Ces procédés sont donc contraints de fonctionner à des charges massiques appliquées faibles (± 0,1 kg demande biologique d'O_2 en 5 jours [DBO_5]/kg matières volatiles en suspension [MVS]/j).

Le procédé IFAS est un procédé couplant une culture libre (boue activée composée de flocs) et une culture fixée qui se développe sur des supports plastiques fluidisés, appelée biofilm [RUTT *et al.*, 2006]. Au sein de ce biofilm, les conditions sont favorables au développement et au maintien des bactéries nitrifiantes, à croissance lente, alors que les conditions de traitement sont défavorables à leur croissance en culture libre en raison d'un âge de boue insuffisant [STRICKER *et al.*, 2009]. *A contrario,* le procédé MBBR (pour : *moving bed biofilm reactor,* réacteur biologique à biomasse fixée sur supports fluidisés), très similaire à la technologie IFAS, développe un biofilm sur supports plastiques fluidisés sans liqueur mixte en raison de l'absence de recirculation des boues du pied du clarificateur vers le bassin biologique, d'où une compacité moindre du procédé MBBR.

L'ajout de supports fluidisés dans un réacteur à boue activée existant associé à une modification des rampes d'aération et du débit d'air nécessite des aménagements mineurs sans construction de nouveaux ouvrages. Sa facilité de mise en place, en comparaison à d'autres techniques (par exemple biofiltres, MBBR), donne à cette technologie un avantage en réhabilitation de stations d'épuration de type boue activée. Pour autant, ce procédé n'est pas limité à la réhabilitation de stations surchargées. Sa fiabilité de traitement face aux variations de charges avec son aspect modulaire et sa compacité proche du procédé MBBR lui confère un intérêt en construction [MORETTI, 2015].

Depuis de nombreuses années, plusieurs stations ont été équipées de la technologie IFAS, souvent des procédés à boues activées réhabilitées. En Amérique du Nord, nous pouvons citer la station de Broomfield dans le Colorado (115 000 équivalent-habitant [EH]), Lakeview en Ontario (250 000 EH) ou Newport News en Virginie (95 000 EH). Plus récemment, en France, deux stations ont été mises en route à Lille-Marquette dans le Nord (Hybas, Veolia, 620 000 EH) et Vienne en Isère (125 000 EH). Le procédé IFAS est une technologie appliquée en

traitement secondaire des eaux résiduaires urbaines et est particulièrement adapté au traitement du carbone et de l'azote. Le réacteur biologique est séparé en plusieurs zones de traitement, dont une d'anoxie en boue activée pour l'étape de dénitrification. La première zone aérobie, avec ou sans supports fluidisés, traite la charge carbonée. Les bactéries nitrifiantes s'y développent peu en raison d'une charge carbonée trop importante [KIM *et al.*, 2011]. La deuxième zone, avec supports fluidisés, réalise l'étape de nitrification. La biomasse nitrifiante dispose de toutes les conditions de charges favorables à son développement sur le biofilm [ONNIS-HAYDEN *et al.*, 2007]. Dans certains cas, une troisième zone aérobie avec supports fluidisés est envisagée pour finaliser l'étape de nitrification [COPITHORN *et al.*, 2010].

Les stations IFAS sont dimensionnées pour des charges volumiques appliquées sur la phase liquide en moyenne une à deux fois plus élevées que sur un procédé à boue activée en aération prolongée [RUTT *et al.*, 2006 ; STRICKER *et al.*, 2009]. Le temps de séjour des boues de la liqueur mixte est court : 4 à 6 jours. La concentration en matières en suspension (MES) dans la liqueur mixte recommandée est de 2,5 gMES/L. Une concentration supérieure n'est pas adéquate, car elle nécessiterait un fonctionnement du procédé à un temps de séjour hydraulique (TSH) très court ($TSH_{aérobie}$ < 4 h) et limitant le traitement biologique (DBO_5) et la décantation [COPITHORN *et al.*, 2010].

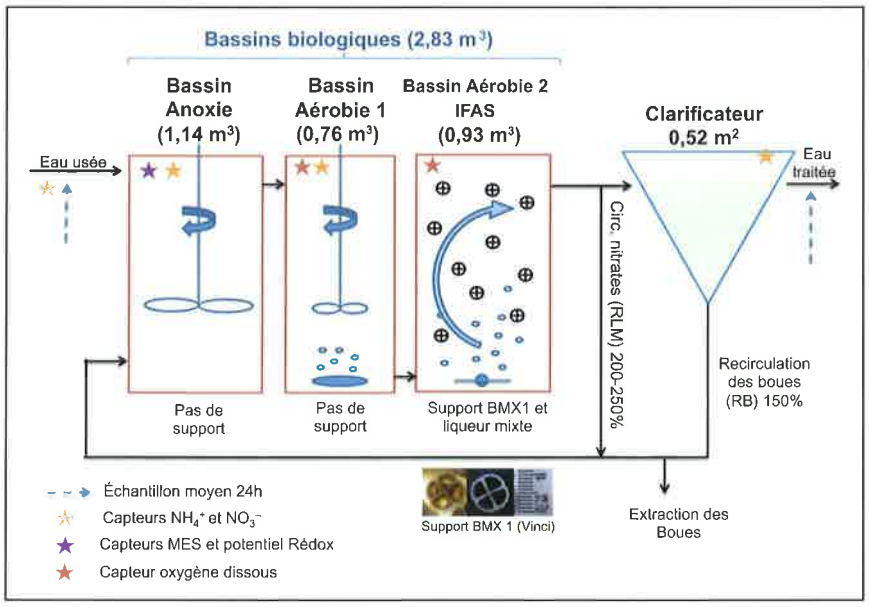
En ce qui concerne le biofilm, une surface effective ou un taux de remplissage en support important n'induit pas nécessairement des flux nitrifiés élevés. Ceux-ci dépendent du rapport des charges appliquées en azote et en carbone, de la concentration en oxygène et de la température. Les taux de remplissages observés en réacteur IFAS varient de 30 à 50 %.

L'objectif de ce travail est de maîtriser et d'améliorer (si besoin) le dimensionnement du procédé IFAS en traitement de l'azote et du carbone. Dans ce but, nous avons mesuré les performances de traitement du procédé sous différentes contraintes (température, configuration, charges massiques, séquençage des apports en oxygène). Nous avons cherché à comprendre les facteurs influençant la nitrification en réacteur IFAS et la dénitrification de façon à maîtriser et optimiser ces étapes de traitement.

1. Matériels et méthodes

1.1. Description de l'installation expérimentale

Cette étude a été menée sur une installation pilote située dans le hall de recherche d'Irstea implanté à proximité de la station d'épuration de la Feyssine



BA : boues activées ; MES : matières en suspension ; RLM : circulation de la liqueur mixte.
Figure 1. Schéma de l'installation pilote IFAS en configuration trois réacteurs

(Grand Lyon), située en périphérie de la ville de Lyon. Ce bâtiment d'une surface de 150 m^2 offre la possibilité d'alimenter des pilotes en eau usée prélevée sur la station de traitement des eaux usées d'AquaLyon. Le pilote IFAS est de taille semi-industrielle *(figures 1 et 2)* ; il comporte un réacteur biologique de 2,8 m^3 et de 1,65 m de hauteur d'eau et un clarificateur raclé. Le réacteur biologique est composé de trois bassins complètement mélangés en série. Une zone d'anoxie de 1,14 m^3, sans support, est placée en tête de la filière pour la dénitrification et le traitement du carbone biodégradable nécessaire à la dénitrification. Une zone aérobie 1 de 0,76 m^3, sans support, dont l'objectif est de finaliser le traitement du carbone biodégradable. Une zone aérobie 2 (IFAS) de 0,93 m^3 avec 43 % de taux de remplissage de support BMX1, dont l'objectif est la nitrification à l'aide de l'implantation d'une culture fixée fluidisée. Le traitement biologique est suivi d'une séparation par décantation gravitaire *(figure 1)* grâce à un clarificateur de surface au miroir de 0,52 m^2.

Des volumes journaliers de 5 à 9 m^3/j d'eau usée ont été appliqués au pilote. Afin de se rapprocher au mieux des conditions d'une station de traitement, les variations horaires des débits ont été programmées à l'aide d'une courbe « type » de station de grande collectivité (> 2 000 EH), avec un coefficient de pointe de 1,35 par rapport au débit moyen [MORETTI, 2015].

Le procédé a été dimensionné de manière à traiter une charge massique maximale de 0,35 kgDBO_5/kgMVS liqueur mixte [MVS_{LM}]/h avec un temps de séjour hydraulique inférieur à 4 h cumulé sur les réacteurs aérobie. Le flux de nitrates créé dans le bassin aérobie 2 est recirculé vers la zone anoxie par une pompe de circulation de la liqueur mixte (RLM) avec un débit compris entre 2 à 2,5 fois le débit d'eau usée. Une recirculation des boues au pied du clarificateur (RB) est réalisée par une pompe avec un débit de 1,5 fois le débit d'eau usée. Cette recirculation maintient une concentration de MES dans les réacteurs biologiques à environ de 2,3 gMES/L.

Le support utilisé est le BMX1 fourni par Vinci Environnement *(figure 1)*. Ce support cylindrique possède une croix intérieure ; sa taille est de 9 mm de diamètre et de 7 mm d'épaisseur. Il est fait en polyéthylène haute densité (HDPE) lui conférant une masse volumique proche de celle de l'eau : 0,96 kg/m^3. Sa surface spécifique est de 545 $m^2/m^3_{support\text{-}vrac}$, la surface effective dans le réacteur aérobie 2 IFAS est estimée à 219 m^2 avec un taux de remplissage de 43 % du réacteur. Ce taux de remplissage offre une surface de biofilm permettant de traiter les flux appliqués pour cette étude.

Figure 2. Photo de l'installation pilote IFAS du Hall de recherche de la Feyssine Irstea-Grand-Lyon, en bas : liqueur mixte composée de floc de boues activées et supports BMX1 fluidisés

1.2. Suivi analytique du procédé pilote IFAS

Le suivi analytique a été réalisé en continu pendant 2,5 ans sur le pilote IFAS *(figure 1)*. Un à deux échantillons moyens 24 h d'eau usée brute prétraitée et d'eau traitée, asservie au débit, ont été prélevés chaque semaine. La composition de ces échantillons en polluant majeur – MES, MVS, demande chimique en oxygène (DCO), DBO_5, azote total Kjeldhl (NTK),

$N\text{-}NH_4^+$, $N\text{-}NO_3^-$, phosphore total (P_{tot}) – a été analysée par des méthodes normalisées ou des méthodes internes du laboratoire de chimie d'Irstea Lyon (LAMA). La DCO filtrée a également été analysée après filtration sur filtres Sartorius en fibres de verre.

En complément, l'eau usée d'entrée et les différents bassins du pilote ont été équipés de capteurs AN-ISE, LDO et Solitax Sc (Hach) pour mesurer les concentrations en $N\text{-}NO_3^-$ et $N\text{-}NH_4^+$, en oxygène et en MES en continu dans chaque bassin. Les mesures des MVS ont été réalisées sur des échantillons de boues prélevés chaque semaine dans le réacteur aérobie 1.

1.3. Conditions de traitement testées

Le *tableau I* récapitule la chronologie des conditions de fonctionnement appliquées au pilote IFAS.

Dans la première partie de cette étude, entre novembre 2012 et mars 2014, différentes charges massiques ont été appliquées au pilote afin d'observer ses performances de traitement : de 0,18 à 0,29 $kgDBO_5/kgMVS_{LM}/j$. La température de l'eau usée a varié entre 22 °C (période estivale) et 15 °C (période hivernale). La concentration en oxygène dissous dans les réacteurs aérobies 1 et 2 a varié entre 3 et 5 mgO_2/L.

Dans la seconde partie de cette étude, entre avril et août 2014 (à 23 °C et à une charge massique de 0,30 $kgDBO_5/kgMVS_{LM}/j$), nous avons diminué la durée journalière de présence d'oxygène dans le premier bassin aérobie, à 12 hO_2/j, puis 14 hO_2/j et enfin 17 hO_2/j. Cette diminution visait à limiter la nitrification dans cette zone, afin d'appliquer un flux d'azote supplémentaire à la zone aérobie 2. Les conditions anoxiques ainsi créées dans ce bassin 1 permettaient d'augmenter la capacité de dénitrification (si nécessaire).

1.4. Eau usée brute prétraitée

L'eau d'alimentation est une eau usée brute prétraitée et tamisée à 1 mm. Une caractérisation de cette eau a été menée à raison de deux prélèvements moyens 24 h proportionnels au débit chaque semaine (81 échantillons). Les résultats des analyses des

Date	TSH total	TSH Aérobie*	Charge massique en carbone	Charge massique en azote	Concentration en MES (LM)	Durée de présence d'oxygène
	h	*h*	*$kgDBO_5/kgMVS_{LM}/j$*	*$gN\text{-}NH_4^+/kgMVS_{LM}/j$*	*gMES/L*	*hO_2/j*
Nov. 2012-Mai 2013	13,4	8,1	0,18	44	2,2	24
Juin 2013-Nov. 2013	7,6	4,6	0,27	71	2,4	24
Déc. 2013-Mars 2014	7,4	4,5	0,29	69	2,2	24
Avril 2014-Mai 2014	7,9	4,8	0,29	66	2,1	12
Mai 2014-Juin 2014	7,5	4,5	0,32	52	2,6	14
Juillet 2014	8,5	5,1	0,40	69	1,5	17
Août 2014	8,5	5,1	0,22	52	2,4	17

*Calculé sur la base du débit journalier appliqué sur le volume aérobie du réacteur biologique ($V_{aérobie1}+V_{aérobie2IFAS}$). TSH : temps de séjour hydraulique ; MES : matières en suspension ; LM : liqueur mixte ; DBO_5 : demande biologique en oxygène en 5 jours ; MVS : matières volatiles en suspension.

Tableau I. Conditions de fonctionnement appliquées au pilote IFAS (valeurs moyennes)

Eau usée (n = 81)	MES (mgMES/L)	DCO_{total} (mgDCO/L)	$DCO_{filtrée}$ (mgDCO/L)	DBO_5 (mgDBO/L)	NTK (mgN/L)	$N\text{-}NH_4^+$ (mgN/L)	Ptot (mgP/L)
Moyenne	204	434	114	155	54	36	6,5
Min.	*86*	*249*	*47*	*85*	*30*	*19*	*3,9*
Max.	*346*	*702*	*170*	*224*	*71*	*52*	*9,0*

DCO : demande chimique en oxygène ; NTK : azote total Kjeldahl ; Ptot : phosphore total ; se reporter au tableau I pour les autres abréviations.
Tableau II. Composition de l'eau usée appliquée au pilote IFAS (n = 81)

pollutions carbonées, azotées et phosphorées sont présentés au *tableau II*.

Les concentrations observées correspondent à une eau usée urbaine avec une part légèrement élevée de matière organique particulaire et colloïdale (env. 70 %).

Au regard des concentrations moyennes en DCO et DBO_5 sur toute la période, cette eau usée prétraitée est diluée. Une proportion d'eau parasite ou eau de pluie dilue cette eau résiduaire urbaine (ERU) en raison du réseau d'assainissement de type unitaire.

L'azote organique réfractaire (dissous et particulaire mesuré dans les eaux traitées) varie entre 1,2 à 2,2 mgN/L pendant toute la période de l'étude. Cette part représente en moyenne 4 % ± 2 de l'azote Kjeldhal (NTK).

Les ratios observés sur cette eau usée confirment une biodégradabilité moyenne avec un ratio de 2,8 $gDCO_{totale}/gDBO_5$. Le rapport C/N de 8,0 $gDCO_{totale}/gNTK$ montre un effluent riche en azote, cela en raison de la présence des retours de digestion (environ 10 % du débit volumique de l'eau usée) qui se font à l'amont du point de prélèvement.

1.5. Vitesses maximales de nitrification

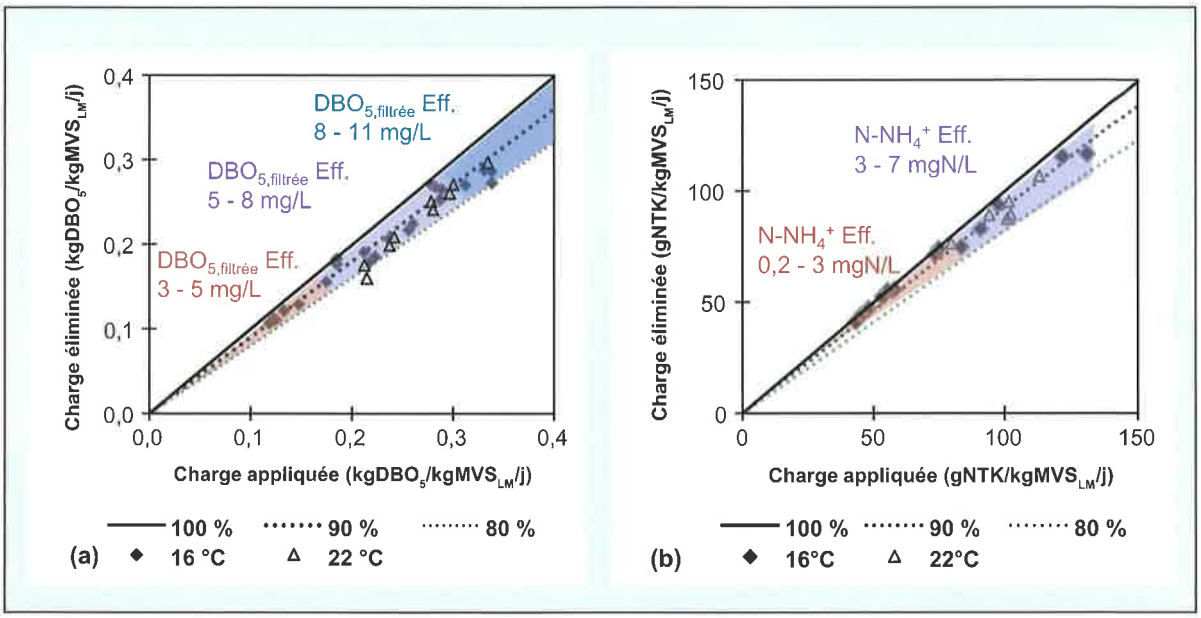
Des tests *ex situ* ont été menés dans le but de déterminer les vitesses maximales de nitrification des boues (liqueur mixte), d'une part, et du biofilm, d'autre part [VIGNE *et al.* 2010]. Ces tests sont réalisés en salle thermostatée dans deux récipients de 5 L : l'un est rempli d'un mélange de liqueur mixte et de supports prélevés dans le bassin aérobie 2 (env. 1 685 supports) ; l'autre est rempli d'un mélange d'eau traitée et de supports prélevés dans le bassin aérobie 2 (env. 1 685 supports). Chaque mélange est aéré, dopé en ammonium (50 mgN/L) et en alcalinité (600 $mgHCO_3^-/L$) à l'instant initial. L'aération et l'agitation sont maintenues pendant 120 minutes à une température de 20 °C.

Des échantillons sont prélevés toutes les 30 min pendant 2 heures (quatre points de mesure), puis immédiatement filtrés sur filtre en fibre de verre, pour analyser les formes azotées ($N\text{-}NH_4^+$, $N\text{-}NO_3^-$, $N\text{-}NO_2^-$). La vitesse de nitrification maximale est déduite à partir des pentes d'évolution des concentrations en $N\text{-}NH_4^+$ et en $N\text{-}NO_x$ ($N\text{-}NO_3^-$ + $N\text{-}NO_2^-$) et exprimées en mgN/L/h. Cette expérience est réalisée à une fréquence de 15 jours. En rapportant le flux nitrifié par le biofilm durant l'expérience au flux total nitrifié (liqueur mixte + biofilm), il est possible d'obtenir la contribution du biofilm (%) à la nitrification maximale dans le réacteur aérobie 2 IFAS.

2. Résultats et discussion

2.1. Performance de traitement en fonction des charges massiques appliquées : novembre 2012 à mars 2014

Les charges massiques éliminées par le pilote (trois réacteurs) sont représentées en fonction des charges massiques appliquées sur la *figure 3* : de 0,1 à 0,4 $kgDBO_5/kgMVS_{LM}/j$ pour la DBO_5, et de 50 à 150 $gN/kgMVS_{LM}/j$ pour l'azote NTK. Les éliminations de 80 %, 90 % et 100 % des charges appliquées sont indiquées par les lignes en traits pointillés et continus.



DBO_5 : demande biologique en oxygène en 5 jours ; MVS : matières volatiles en suspension ; LM : liqueur mixte ; NTK : azote total Kjeldahl.

Figure 3. Charges éliminées par le procédé IFAS et concentrations des eaux traitées en DBO_5 (a) et en NTK (b) pour des charges appliquées de 0,1 à 0,4 $kgDBO_5/kgMVS_{LM}/j$ et de 50 à 150 $gNTK/kgMVS_{LM}/j$ à 16 °C et 22 °C

2.1.1. Traitement du carbone

L'élimination de la charge en DBO_5 est stable et supérieure à 80 % de 0,1 à 0,4 $kgDBO_5/kgMVS/j$ appliquées (*figure 3a*). Les concentrations en DBO_5, filtrées dans les eaux traitées, sont restées inférieures à 11 $mgDBO_5/L$. Cependant, les concentrations en DBO_5 des eaux traitées augmentent avec la charge appliquée jusqu'à 23 $mgDBO_5/L$ pour des charges proches de 0,3 $kgDBO_5/kgMVS/j$. Le temps de séjour hydraulique aérobie dans le réacteur varie de 8,1 h pour des charges faibles à 4,5 h pour les charges plus fortes avec l'augmentation du débit d'alimentation (+80 %).

Jusqu'à une charge massique appliquée de 0,28 $kgDBO_5/kgMVS/j$ la configuration IFAS trois réacteurs dispose d'un traitement conforme aux exigences réglementaires. La concentration en DBO_5, filtrée dans les eaux traitées, est inférieure à 11 mgO_2/L (et 20 mg DBO_5 totale/L).

2.1.2. Traitement de l'azote

2.1.2.1. Nitrification

Entre 85 à 95 % de la charge en azote est éliminée dans le réacteur biologique sur une gamme de 50 à 140 gN/kgMVS/j appliquées (*figure 3b*). Les concentrations en NTK au rejet sont inférieures à 13 mgN/L.

Le temps de séjour moyen des boues de la liqueur mixte est de 4 jours pour les charges les plus élevées, jusqu'à 10 jours pour les charges les plus faibles.

Le procédé IFAS, dans cette configuration, dispose de rendements de traitement de l'azote et du carbone supérieurs à 80 % jusqu'à 0,35 $kgDBO_5/kgMVS/j$. Pour le respect d'une concentration en NTK inférieure à 13 mgN/L, il faudrait viser une charge azotée de 100 gNTK/kgMVS/j, soit une charge massique de 0,28 $gDBO_5/gMVS/j$.

La zone aérobie 1 (BA) a été opérée en aération continue (diffuseurs fines bulles) assurant une concentration en oxygène élevée, en moyenne de 5 à 6 mgO_2/L dans ce réacteur. Les sondes de mesures en ligne dans chaque réacteur aérobie nous ont permis d'identifier la consommation d'ammonium dans chaque bassin. Il est apparu que le réacteur aérobie 1 nitrifie 56 % (± 15 %) de la charge en ammonium nitrifiable sur une journée (11 échantillons). Ainsi, en période journalière de faibles charges (nuit), la zone aérobie 2 n'est pas alimentée en ammonium de 5 à 10 h/j [MORETTI *et al.*, 2015]. Le réacteur aérobie 2 dispose d'un flux en ammonium nitrifiable limité et il n'est pas utilisé à l'optimum de ses capacités.

Nous avons observé que la liqueur mixte disposait d'une vitesse maximale de nitrification en moyenne

de 5 mgN/L/h nitrifié (2,2 mgN/gMES/h). Les bactéries nitrifiantes sont donc présentes dans la liqueur mixte même pour des âges de boues faibles (§ 2.1.3.). Des valeurs similaires ont été rapportées sur la station IFAS de Broomfield pour des âges de boue de 3 à 4 jours [ONNIS-HAYDEN *et al.*, 2007]. Ces valeurs sont comparables à celles observées en boues activées (5,0-10,0 mgN/L/h) par RANDALL et coll. [1992] et DERONZIER et coll. [2001] à 20 °C pour un temps de séjour des boues d'une quinzaine de jours. Il semble que la nitrification dans la liqueur mixte soit favorisée par l'apport de biomasse nitrifiante provenant de biofilm détaché des supports [MAAS *et al.*, 2008] et recirculé.

La nitrification de la liqueur mixte complète celle du biofilm dans le réacteur IFAS. Celle-ci ne doit pas être trop élevée, comme en cas de faibles charges appliquées, afin de laisser de l'azote disponible au réacteur aérobie 2 pour les bactéries nitrifiantes du biofilm. Compte tenu des taux de charges des installations IFAS, augmenter les charges appliquées en intervenant sur le débit pour augmenter l'apport en ammonium en aérobie 2 n'est pas satisfaisant. En effet, le TSH serait trop faible pour respecter une concentration au rejet inférieure à 25 mgO_2/L en DBO_5 95 % du temps. Dans ce cas, il convient de diminuer la nitrification dans le réacteur aérobie 1. Pour cela, l'apport en oxygène pourrait être séquencé dans ce réacteur sur la journée. Des mesures ont été réalisées dans la suite de cette étude afin d'évaluer l'impact de cette configuration sur la filière de traitement biologique (§ 2.2.1.).

2.1.2.2. Dénitrification

Les concentrations en nitrates dans les eaux traitées sont en moyenne supérieures à 10 mgN/L (*tableau III*). Notre objectif premier était de maintenir une concentration inférieure à 5 mgN/L pour éviter une dénitrification sauvage dans le clarificateur.

La zone d'anoxie réalise l'étape de dénitrification. Elle est alimentée par la circulation des nitrates (environ 200 à 250 % du débit entrant) et par la recirculation des boues (150 % du débit entrant). L'objectif est d'atteindre un rendement d'élimination de 77 % de l'azote total sur le pilote IFAS en dénitrifiant tout le flux de nitrates recirculé.

Les vitesses de dénitrification de cette zone sont de 3,1 ± 1,0 $mgN/gMVS_{LM}/h$ à 20 °C (*tableau III*). Les vitesses de dénitrification usuellement observées en configuration avec anoxie en tête sont comprises entre 3 et 5 mgN/gMVS/j à 20 °C [NAIDOO *et al.*, 1998; DERONZIER *et al.*, 2001]. Les vitesses mesurées correspondent aux valeurs de la bibliographie, mais sont trop faibles pour assurer une concentration en nitrates inférieure à 5 mgN/L dans les eaux traitées. Un flux de nitrates résiduel sort de la zone d'anoxie (environ 100 gN/j) et perturbe les concentrations au rejet.

Le processus de dénitrification avec zone de prédénitrification est dépendant de l'apport par l'eau usée de carbone rapidement assimilable [DERONZIER *et al.*, 2001]. Cet apport doit être en adéquation avec la quantité de nitrates à dénitrifier et créé lors de l'étape de nitrification. L'eau usée de notre étude est partiellement diluée et riche en azote, elle ne favorise pas l'étape de dénitrification. Dans le cas d'un faible niveau de rejet demandé en azote total, l'ajout d'une zone postdénitrification avec addition de carbone exogène (méthanol ou glycérol) doit être envisagé. Cette zone permettrait de finaliser l'étape de dénitrification avec des vitesses élevées [ROCHER *et al.*,

$NTK_{entrée}$ = 486 gN/j	**$N\text{-}NO_3^-$ eaux traitées**	**Rendement en NGL procédé****	**N consommé**	**$N\text{-}NO_3^-$ produit**	**$N\text{-}NO_3^-$ dénitrifié***	**$N\text{-}NO_3^-$ résiduel après dénitrification**	**Vitesse de dénitrification**
	mgN/L	*%*	*gN/j*	*gN/j*	*gN/j*	*gN/j*	*gN/kgMVS/h*
Objectif	5,0	77 %	380	300	240	0	4,8
Pilote IFAS	10,3	50 %	333	260	160	100	3,0

*Flux dénitrifié dans la zone d'anoxie ; **NGL traité sur NTK eau usée ; NTK : azote total Kjeldahl ; NGL : azote global.

Tableau III. Objectif et résultat sur l'étape de dénitrification dans le pilote IFAS pour des températures proches de 20 °C

2009]. Ce procédé est coûteux et l'ajout de carbone doit être parfaitement maîtrisé.

Il est également conseillé de dégager une zone dite de préanoxie pour y placer l'arrivée des circulations et assurer un dégazage de l'oxygène qu'elle contient. La circulation de la liqueur mixte apporte un flux d'oxygène élevé, en raison de la concentration en oxygène dans le réacteur aérobie 2, qui perturbe le processus de dénitrification. Le volume de la zone anoxie dans le pilote IFAS représente déjà 40 % du volume total, ce qui est élevé. Ce volume est en moyenne 30 % du volume du réacteur biologique sur la station de Broomfield ou Lakeview [RUTT *et al.*, 2006 ; STRICKER *et al.*, 2009].

Pour optimiser la compacité de la filière, il serait souhaitable d'augmenter le flux dénitrifié dans le réacteur biologique sans augmenter le volume du réacteur biologique. Dans ce but, il est possible de séquencer l'aération dans la zone aérobie 1 afin de créer des conditions anoxiques une partie de la journée. Pour cela, il est nécessaire d'équiper la zone aérobie 1 d'agitateur pour assurer son agitation en phase non aérée.

2.1.3. Temps de séjour des boues (âge de boue) et production de boue

Le bilan massique sur le pilote IFAS consiste à déterminer la quantité de boue formée lors du traitement biologique. Ce bilan permet de déterminer l'âge des boues de la liqueur mixte. Le bilan matière des boues de l'installation nécessite de quantifier la quantité de MES sortie du système par l'extraction. Ce suivi se fait sur une période définie d'environ trois fois l'âge de boue de la liqueur mixte estimé (Δt). Il permet ensuite de calculer l'âge de boue moyen sur la période considérée à partir de la masse de boues sorties du système et de la quantité de boue moyenne dans le réacteur biologique tel que :

$$\hat{A}ge\ de\ boue = \frac{m_{boue\ système}}{m_{boue\ totale\ sortie\ du\ pilote\ pendant\ \Delta t}} . \Delta t$$

La masse de boue dans le système correspond à la somme des masses de boue dans le bassin biologique et au fond du clarificateur (en gMES). La concentration en MES dans le bassin est mesurée en continue par sonde infrarouge/photomètre Solitax Sc de la marque Hach et confirmée aussi par analyse. Les valeurs obtenues pour cette étude sont présentées dans le *tableau IV*.

Sur la gamme de charges massiques testées de 0,18 à 0,29 $kgDBO_5/kgMVS/j$, le temps de séjour des boues varie de 4,5 à 10,7 jours de 16 à 22 °C. La production spécifique de boue pour une charge massique de 0,29 $kgDBO_5/kgMVS/j$ correspond à 0,75 $gMVS_{produit}/gDBO_{5,\ éliminée}$.

2.2. Proposition d'optimisation du procédé IFAS en configuration trois réacteurs : avril à août 2014

2.2.1. Diminution de la durée journalière de présence d'oxygène en zone aérobie 1

La *figure 4* présente la composition moyenne des eaux traitées du pilote IFAS, observées pour différentes durées journalières de présence d'oxygène dans la zone aérobie 1. Pour cette comparaison, les charges massiques appliquées et températures étaient similaires.

Charge massique Cm, moyenne ($kgDBO_5/kgMVS/j$)	Température	Âge de boue		Production spécifique de boue	
	(°C)	Total (j)	Aéré** (j)	$gMVS/gDBO_5$	gMVS/gDCO
0,18	16°C	10,7	5,7	*0,46**	0,17*
0,29	16 °C	4,5	2,8	0,75	0,33
0,27	22 °C	4,8	3,0	0,74	0,26

*Valeur faible et entachée d'une incertitude importante ; **correspond aux boues des zones aérobie 1 et aérobie 2 IFAS seulement ; DBO_5 : demande biologique en oxygène en 5 jours ; MVS : matières volatiles en suspension ; DCO : demande chimique en oxygène.

Tableau IV. Résultat des mesures des âges de boues de la liqueur mixte réalisées sur le pilote IFAS

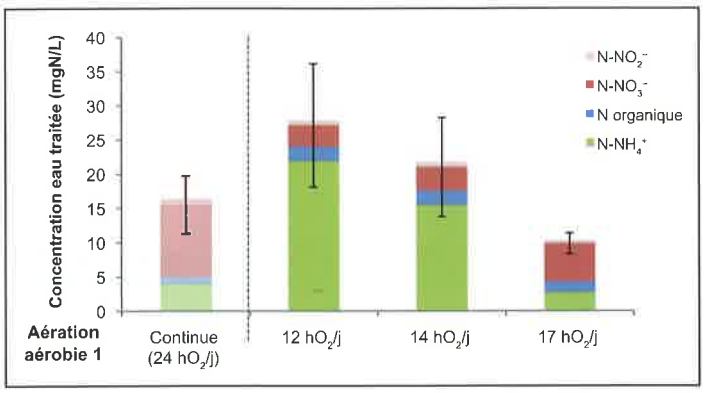


Figure 4. Concentration en azote des eaux traitées du pilote IFAS pour différentes durées journalières de présence d'oxygène dans le bassin aérobie 1 [fonctionnement continu (24 h/j), et fonctionnement séquencé (12 h, 14 h et 17 hO_2/j)]

Les barres verticales présentées sur chaque histogramme représentent la gamme de variation de la concentration en azote total. Les diminutions de l'apport en air dans le bassin aérobie 1 à 12 hO_2/j et à 14 hO_2/j ne sont pas favorables à l'étape de nitrification, la concentration en ammonium est de 22 mgN/L et 15 mgN/L respectivement alors qu'avec une aération continue celle-ci est inférieure à 5 mgN/L pour des charges appliquées équivalentes. Ces séquences ne sont pas adaptées et sont à exclure (concentration en azote global [NGL] supérieure à 25 mgN/L en sortie).

Pour une durée journalière de présence d'oxygène de 17 hO_2/j, la concentration en azote au rejet du pilote est proche de 10 mgN/L avec une concentration en ammonium inférieure à 5 mgN/L, ce qui est similaire aux résultats obtenus avec une aération continue. La nitrification de l'azote dans la zone aérobie 1 a diminué pour atteindre 30 % du flux total nitrifié dans le réacteur. La concentration en nitrates des eaux traitées est en moyenne de 5,5 mgN/L. Celle-ci est inférieure aux concentrations obtenues avec une aération continue et s'explique par une dénitrification complémentaire dans le réacteur aérobie 1 séquencé qui participe pour 23 % au flux dénitrifié.

Grâce à ce séquençage, 70 % du flux nitrifiable est nitrifié en aérobie 2 et la vitesse maximale de nitrification de la liqueur mixte est de 1,1 mgN/L/h, cela en raison de l'application de conditions de fonctionnement favorable au lessivage de la biomasse nitrifiante. De plus, l'âge de boue aéré (c'est-à-dire le temps de séjour des boues en zones aérobies) diminue de 3 à 1,7 jour à une charge massique proche de 0,30 kgDBO$_5$/kgMVS/j à 22 °C. Il en résulte que la nitrification dans la liqueur mixte représente 10 % du flux maximal nitrifié dans le réacteur aérobie 2. Le développement de la nitrification dans la liqueur mixte est impossible à cette valeur, celle-ci provient du biofilm détaché des supports et dilué dans la liqueur mixte [MAAS *et al.*, 2008].

On en déduit que le séquençage de l'aération dans la zone aérobie 1 avec une durée journalière de présence d'oxygène de 17 hO_2/j est conseillé pour une charge de 0,30 kgDBO$_5$/kgMVS/j et une température de 20 à 25 °C. Ce séquençage permet d'optimiser les performances de traitement de l'azote tout en diminuant la dépense énergétique liée à l'apport d'air nécessaire à l'aération et la fluidisation.

2.2.2. Participation du biofilm à la nitrification dans le réacteur aérobie IFAS (aérobie 2)

La mesure des vitesses de nitrification maximales nous permet d'évaluer la participation du biofilm à la nitrification. Ainsi, il est possible d'identifier les conditions de conduite du procédé favorable au développement de la nitrification dans le biofilm.

Les vitesses moyennes obtenues pour le biofilm et la liqueur mixte sont présentées à la *figure* 5. La charge massique est proche de 0,29 kgDBO$_5$/kgMVS/j pour tous les échantillons (trois échantillons par conditions). La température varie de 16 à 22 °C, l'aération est continue ou séquencée à 17 hO_2/j en aérobie 1.

Le biofilm participe à hauteur de 60 à 70 % du flux total maximal nitrifié. Cette participation équivaut à

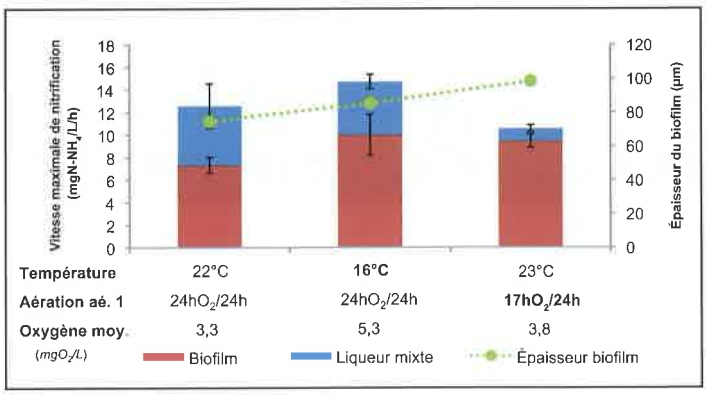


Figure 5. Vitesses maximales de nitrification dans le biofilm et dans la liqueur mixte, à différentes températures, oxygène dissous et durée de présence d'oxygène en zone aérobie 1

une vitesse de nitrification de 0,9 ± 0,1 $gN/m^2/j$ à 20 °C. Les études précédentes ont obtenu des valeurs comprises entre 0,9 et 1,1 $gN/m^2/j$ sur des installations à charges appliquées similaires [DI TRAPANI *et al.*, 2011 ; ONNIS-HAYDEN *et al.*, 2011].

La diminution de la température de 22 °C à 16 °C augmente la part nitrifiée par le biofilm. En effet, le biofilm résiste mieux à la diminution de température et est favorisé par l'apport d'ammonium supplémentaire non nitrifié par la liqueur mixte. L'augmentation de la concentration en oxygène de 3,3 mgO_2/L à 5,3 mgO_2/L dans la zone favorise également des vitesses plus élevées sur le biofilm.

En configuration avec zone aérobie 1 séquencée à 17 hO_2/j, le biofilm nitrifie 90 % du flux maximal nitrifié. Comme détaillé au paragraphe précédent (§ 2.2.1.), les conditions d'oxygénation ne permettent pas à la flore nitrifiante de se développer dans la liqueur mixte ni au biofilm de nitrifier à lui seul toute la charge azotée. À noter que la vitesse maximale du biofilm n'augmente pas, par rapport aux périodes précédentes, elle stagne à environ 1,0 $gN/m^2/j$.

Il est primordial d'apporter suffisamment d'azote et d'oxygène au réacteur pour assurer un apport constant au biofilm et optimiser la vitesse de nitrification dans le biofilm. L'oxygène et l'azote, nécessaire à la croissance des bactéries nitrifiantes, doivent se diffuser dans le biofilm avant d'être consommées par la liqueur mixte. La diffusion du composé dépend de sa concentration dans la phase liquide et des conditions hydrodynamiques [WÄSCHE *et al.*, 2002]. Il est conseillé de maintenir une concentration en oxygène supérieure à 5 mgO_2/L dans un réacteur IFAS pour ne pas pénaliser la nitrification.

2.2.3. Remarque sur le transfert de l'oxygène en réacteur aérobie IFAS

Contrairement aux réacteurs de type boues activées en aération prolongée, les réacteurs IFAS sont équipés d'un système d'apport en air de type « grosses bulles » afin de faciliter la fluidisation des supports. Le transfert massique de l'oxygène (k_La_{20}) en réacteur IFAS est donc différent de celui d'un réacteur à boue activée classique, et le flux d'oxygène transféré vers la phase liquide est influencé par le temps et la surface de contact entre les bulles d'air et le milieu liquide [HAMDAD *et al.*, 2007].

Les mesures de k_La_{20} réalisées sur le pilote IFAS [FAYOLLE *et al.*, 2013], non présentées dans cet article, montrent que ces coefficients sont 1,5 fois inférieurs par rapport à une boue activée, ce qui confirme des mesures préalables réalisées sur des réacteurs IFAS et boues activées de la station de Greensboro en Caroline du Nord [ROSSO *et al.*, 2011]. Une augmentation du taux de remplissage en supports du réacteur améliore également le transfert. Les tests réalisés sur le réacteur IFAS pour différents taux de remplissage (de 0 % à 50 %, Q_{air} = 9,3$Nm^3/m^2/h$) confirment cette hypothèse, avec +65 % sur le k_La_{20} et +45 % sur le rendement d'oxygène standard (RO_{st}). Les supports fluidisés dans le réacteur fractionnent les bulles en bulles de diamètre plus faible, favorisant ainsi le transfert de l'oxygène vers la phase liquide. À noter, cependant, que l'ajout de supports conditionne l'énergie nécessaire à la fluidisation de ces supports.

2.3. Choix de configurations : trois réacteurs vs monoréacteur

La configuration trois réacteurs présentée dans cette étude consiste à séparer le bassin biologique en trois zones successives : une d'anoxie et deux aérobies pour le traitement du carbone préalablement et de l'azote. Une configuration de type monoréacteur a été étudiée afin d'évaluer, d'une part, si elle serait adaptable au procédé IFAS et étudier, d'autre part, les avantages ou inconvénients d'une telle configuration par rapport à la configuration trois réacteurs. Notons d'abord que, dans le cas d'un monoréacteur, l'aération doit être séquencée pour appliquer des périodes d'anoxie, et ainsi traiter l'azote total (NGL). Le cas d'un monoréacteur a été testé avec un bassin unique de 2,8 m^3 remplis à 43 % de BMX1 (soit 656 $m^2_{biofilm}$), et alimenté avec une eau usée prétraitée similaire à celle du *tableau II* [FROGER, 2015].

Il apparaît que, pour des charges massiques appliquées similaires, les vitesses de nitrification dans la liqueur mixte sont identiques pour les deux configurations (résultats non présentés). Cependant, la

capacité de nitrification du biofilm de la configuration monoréacteur est inférieure d'environ 60 % à celle de la configuration trois réacteurs. Finalement, la configuration monoréacteur dispose de performances de traitement similaires à celles de la configuration trois réacteurs, mais en utilisant trois fois plus de supports BMX1 (c'est-à-dire 1,2 $m^3_{support\ vrac}$ en monoréacteur contre 0,4 $m^3_{support\ vrac}$ en trois réacteurs). Compte tenu du coût énergétique lié à la fluidisation et du coût du support, la configuration monoréacteur n'est pas recommandée pour le procédé IFAS.

Conclusion et perspectives

La configuration IFAS de traitement trois réacteurs permet un traitement efficace du carbone et de l'azote ammoniacal (rendements supérieurs à 80 %). Elle permet également, par rapport à une configuration monoréacteur, d'optimiser la quantité de supports fluidisés utilisés (énergie supplémentaire pour la fluidisation et coût du support).

Cette configuration du procédé doit être dimensionnée sur la base d'une charge massique appliquée de 0,25 à 0,30 kgDBO_5/kgMVS/j sur le bassin biologique et associée à une concentration en MES de 2,3 g/L. Une charge supérieure induirait une concentration en DBO_5 au rejet supérieure à 25 mgO_2/L, une charge appliquée inférieure n'optimise pas le traitement de l'azote par le biofilm. Les âges de boues correspondant à ces charges varient de 4 à 5 jours dans la liqueur mixte. La concentration en ammonium au rejet atteint 7 mgN/L avec un rendement supérieur à 85 % à 16 °C.

La zone d'anoxie assurant l'étape de dénitrification représentera au moins 30 % du volume total du réacteur biologique. Le dimensionnement de cette zone doit tenir compte de la quantité de carbone assimilable pour la dénitrification du flux de nitrate. L'ajout d'une zone postdénitrification est souvent nécessaire, mais coûteux, pour finaliser le traitement dans le cas d'un faible niveau de rejet demandé en azote total.

Cette étude a permis également de présenter des voies d'optimisation de ce type de procédé. Le réacteur aérobie placé avant le réacteur IFAS (aérobie 1), dimensionné pour le traitement du carbone, participe à la nitrification, notamment en période sous-chargée. Le détachement de biofilm, riche en bactéries nitrifiantes, réalise un ensemencement régulier en biomasse nitrifiante dans la liqueur mixte. Même à des âges de boues très faibles, la vitesse maximale de nitrification avoisine 1,1 mgN/L/h. Cette vitesse doit être maîtrisée afin de compléter la nitrification du biofilm tout en lui laissant assez de substrat disponible pour y maintenir des vitesses de réaction élevées. Il convient également de s'assurer d'avoir une concentration en oxygène dans le bassin IFAS supérieure à 5 mgO_2/L 24 h/24 pour un biofilm suffisamment aéré.

Le séquençage de l'apport d'air dans la zone aérobie 1 à 17 hO_2/j est possible sans pénaliser les rendements de traitement. Ce séquençage permet, pendant les périodes non aérées, d'augmenter le volume en conditions anoxiques et augmente le flux dénitrifié dans le réacteur biologique (+ 23 % de flux dénitrifié par jour).

Un réacteur IFAS dispose d'un transfert d'oxygène différent par rapport à un réacteur à boue activée. Il a été observé que l'ajout de supports améliore significativement le transfert de l'oxygène d'un réacteur IFAS.

Dans de futurs travaux, un modèle numérique sera élaboré en vue de simuler le traitement par le procédé IFAS. Ce modèle permettra d'approfondir les connaissances acquises sur son dimensionnement (configuration, conduite…) et les processus mis en jeu.

Remerciements

Les auteurs de ce travail expriment leurs gratitudes à la région Rhône-Alpes pour avoir cofinancé cette étude (ADR 2013-2015), ainsi qu'au Grand-Lyon pour la mise à disposition du Hall de recherche de la Feyssine. Nos sincères remerciements sont également adressés à l'équipe des paramètres majeurs du Laboratoire de chimie des milieux aquatiques (LAMA) et à l'équipe Traitement et valorisation des eaux résiduaires (Epure) d'Irstea Lyon-Villeurbanne pour leur soutien technique et analytique.

Bibliographie

COPITHORN R., BOLTZ J.P., DEBARDABILLO C., HARRISON J.R., HUBBEL S., HUSBAND J.R. (eds.) (2010) : *Biofilm Reactors,* McGraw Hill. WEF Manual of Practice No. 35.

DERONZIER G., CANLER J.P., SCHÉTRITE S., RACAULT Y., LIÉNARD A., HÉDUIT A.H., DUCHÈNE P. (eds.) (2001) : Document technique FNDAE n°25, *Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités*, Cemagref.

DI TRAPANI D., CHRISTENSSO M., ØDEGAARD H. (2011) : « Hybrid activated sludge/biofilm process for the treatment of municipal wastewater in a cold climate region: A case study ». *Water Science and Technology ;* 63 (6) : 1121-9.

FAYOLLE Y., MORETTI P., CANLER J.P., GILLOT S. (2013) : « Modélisation du transfert d'oxygène en eau claire dans un réacteur biologique à lit fluidisé à l'aide de l'analyse dimensionnelle ». *Récents Progrès en Génie des Procédés*, 9 p. < hal-00966841>

FROGER C. (2015) : *Étude du procédé hybride à lit mobile IFAS dans le cas d'une configuration monoréacteur pour le traitement du carbone et de l'azote*. Mémoire de fin d'études ingénieur INP Toulouse ENSIACET, Option Génie de l'Environnement, 72 p.

HAMDAD I., HASHEMI S., ROSSI D., MACCHI A. (2007) : « Oxygen transfer and hydrodynamics in three-phase inverse fluidized beds ». *Chemical Engineering Science ;* 62 (24) : 7399-405.

KIM H.S., SCHULER A.J., GUNSCH C.K., PEI R., GELLNER J., BOLTZ J.P., *et al.* (2011) : « Comparison of conventional and integrated fixed-film activated sludge systems: Attached- and suspended-growth functions and quantitative polymerase chain reaction measurements ». *Water Environment Research ;* 83 (7) : 627-35.

MAAS C.L.A., PARKER W.J., LEGGE R.L. (2008) : « Detachment of solids and nitrifiers in integrated, fixed-film activated sludge systems ». *Water Environment Research* ; 80 (12) : 2202-8.

MORETTI P., CHOUBERT J.M., CANLER J.P., PÉTRIMAUX O., BUFFIERE P., LESSARD P. (2015) : « Understanding the contribution of biofilm in an integrated fixed-film-activated sludge system (IFAS) designed for nitrogen removal ». *Water Science and Technology* ; 71 (10) : 1500-6.

MORETTI P. (2015) : *Performances, modélisation et limites d'un procédé à lit fluidisé associant culture libre et fixée (IFAS) pour le traitement du carbone et de l'azote des eaux résiduaires* [thèse]. Université de Lyon 1. 296 p.

NAIDOO V., URBAIN V., BUCKLEY C.A. (1998) « Characterization of wastewater and activated sludge from European municipal wastewater treatment plants using the NUR test ». *Water Science and Technology ;* 38 (1 pt 1) : 303-10.

ONNIS-HAYDEN A., DAIR D., JOHNSON C., SCHRAMM A., GU A. (2007) : « Kinetics and nitrifying populations in nitrogen removal processes at a full-scale integrated fixed-film activated sludge plant ». *Proceeding of WEFTEC Conference 2007* ; San Diego, États-Unis.

ONNIS-HAYDEN A., MAJED N., SCHRAMM A., GU A.Z. (2011) : « Process optimization by decoupled control of key microbial populations: distribution of activity and abundance of polyphosphate-accumulating organisms and nitrifying populations in a full-scale IFAS-EBPR plant ». *Water Research ;* 45 (13) : 3845-54.

RANDALL C.W., PATTARKINE V.M., MCCLINTOCK S.A. (1992) : « Nitrification kinetics in single-sludge biological nutrient removal activated sludge systems ». *Water Science and Technology ;* 25 (6) : 195-214.

ROCHER V., AZIMI S., PAFFONI C., GONCALVES A., DANNAPPE A., JOACHIM V., *et al.* (2009) : « Le glycérol, sous-produit du biocarburant, pour dénitrifier les eaux usées par biofiltration ». *Techniques Sciences Méthodes ;* 5 : 61-78.

ROSSO D., LOTHMAN S.E., JEUNG M.K., PITT P., GELLNER W.J., STONE A.L., HOWARD D. (2011) : « Oxygen transfer and uptake, nutrient removal, and energy footprint of parallel full-scale IFAS and activated sludge processes ». *Water Research ;* 45(18) : 5987-96.

RUTT K., SEDA J., JOHNSON C.H. (2006) : « Two years case study of integrated fixed film activated sludge at Broomfield ». *Proceeding of WEFTEC Conference 2006 ;* Dallas, États-Unis.

STRICKER A.E., BARRIE A., MAAS C.L.A., FERNANDES W., LISHMAN L. (2009) : « Comparison of performance and operation of side-by-side integrated fixed-film and conventional activated sludge processes at demonstration scale ». *Water Environment Research ;* 81 (3) : 219-32.

VIGNE E., CHOUBERT J.M., CANLER J.P., HEDUIT A., SORENSEN K.H., LESSARD P. (2010) : « A biofiltration model for tertiary nitrification of municipal wastewaters ». *Water Research ;* 44 (15) : 4399-410.

WÄSCHE S., HORN H., HEMPEL D.C. (2002) : « Influence of growth conditions on biofilm development and mass transfer at the bulk/biofilm interface ». *Water Research ;* 36 (19) : 4775-84.

Résumé

P. MORETTI, J.-P. CANLER, O. PETRIMAUX, F. BALMER, P. BUFFIÈRE, P. LESSARD, J.-M. CHOUBERT

Performances et limites d'un procédé à lit fluidisé associant biofilm et liqueur mixte (IFAS) pour le traitement du carbone et de l'azote des eaux résiduaires urbaines

Le procédé hybride, à lit fluidisé placé dans un réacteur de type boues activées (IFAS), est une technologie de traitement du carbone et de l'azote très attractive pour les collectivités en raison de sa compacité et facilement adaptable pour la réhabilitation des stations d'épuration à boue activée (BA). L'objectif de ce travail est de déterminer les critères de dimensionnement du procédé IFAS en configuration trois bassins (anoxie/aérobie BA/aérobie IFAS) et d'apporter des recommandations sur les conditions de fonctionnement : charges massiques appliquées, oxygène dissous, séquençage de l'aération, configuration souhaitable. Pour cela, un pilote de 2,8 m^3 alimenté en eau usée domestique a été conçu, instrumenté et étudié pendant 2,5 ans. Différentes charges massiques ont été appliquées et ont permis d'évaluer le dimensionnement possible du procédé. La configuration IFAS trois réacteurs doit être dimensionnée sur la base d'une charge massique appliquée de 0,25 à 0,30 $kgDBO_5/kgMVS_{LM}/j$ sur le bassin biologique, associée à une concentration en MES de 2,3 g/L. Les âges de boues correspondant à ces charges varient de 4 à 5 jours dans la liqueur mixte (LM). La concentration en ammonium au rejet atteint 7 mgN/L avec un rendement de 85 % à 16 °C. Le séquençage de l'aération dans le réacteur aérobie placé avant le réacteur IFAS (aérobie 1) est envisageable sans pénaliser les rendements de traitement. Ce séquençage permet, pendant les périodes non aérées, d'augmenter le volume en conditions anoxique et augmente ainsi le flux dénitrifié dans le réacteur biologique (+23 %). Des propositions d'amélioration du transfert de l'oxygène en réacteur IFAS sont également présentées.

Abstract

P. MORETTI, J.-P. CANLER, O. PETRIMAUX, F. BALMER, P. BUFFIÈRE, P. LESSARD, J.-M. CHOUBERT

Performance and limits of a fluidized bed process combining free and fixed biomass (IFAS) for carbon and nitrogen removal of wastewaters

Thanks to its compactness and to its capacity to treat both organic matter and nitrogen at an affordable cost, the IFAS process represents an attractive solution to improve retrofitting-activated sludge plants performance. The main objective of this work is to optimize IFAS process with regards to enhance key operation parameters such as F/M ratio by experimental approaches. A 2.8 m^3 pilot IFAS fed with raw wastewater was operated at the experimental hall of "La Feyssine" wastewater treatment plant, Villeurbanne, for a period of 2.5 years. The IFAS process was separated in 3 tanks to treat organic matter and total nitrogen separately (anoxic/aerobic, suspended/aerobic IFAS). A F/M ratio between 0.25 to 0.30 $kgBOD_5/kgVSS/d$ promote high degree of treatment capacity with acceptable removal rate (nitrogen and carbon). The sludge retention time in mixed liquor is about 4 to 5 days and the ammonium concentration in effluent reach 7 mgN/L at 16°C. To increase denitrification performance and bring more nitrogen substrate to IFAS tank, the first aerobic reactor was aerated a part of a journey (sequence). This configuration showed nitrogen removal up to 80% with 17 hO_2/d and improve denitrification process.

Ce guide pratique vous permettra d'accéder aux connaissances indispensables sur les services publics de l'eau, de l'assainissement et des déchets et donne des clefs pour orienter son parcours professionnel.

astee