

Influence d'une alimentation séquentielle sur l'épuration par boues activées d'un effluent fortement chargé

Influence of cyclic feeding on high strength wastewater treatment by activated sludge

M.L. CHARMOT¹, N. ROCHE et C. PROST

Reçu le 2 janvier 1997, accepté le 7 mai 1997*.

SUMMARY

The overall efficiency of an activated sludge wastewater treatment system depends both on the ability of the activated sludge culture to remove the soluble organic pollution and on the efficiency of the separation of the treated water from the biomass. In the treatment of a high-strength wastewater ($COD > 1.5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$), ultrafiltration or crossflow filtration systems can sometimes substitute for the final clarifier, the separation of the sludge from the effluent water being very good regardless of changes in sludge settleability. Because of the high pollutant concentrations, the biomass must be more concentrated in the bioreactor than in the usual aerobic processes ($10 \text{ to } 20 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ rather than $4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$), whatever the separation system (settler or filtration system). Thus, with this biomass concentration, the volumetric loading rate can be increased while the organic loading rate is maintained at a low level.

The use of a clarifier is preferable because it is cheaper than ultrafiltration or crossflow filtration systems, which have very high investment and operation costs, on the other hand, and some fouling problems, on the other hand. However, its use requires a very good biomass settleability. Results from the literature show that there is no general relation between sludge settleability and such wastewater treatment operating parameters as dissolved oxygen concentration in the aeration basin, organic loading rates, pH, or low relative influent nitrogen and phosphorus contents. On the other hand, the separation ability of the clarifier depends on the hydraulic configuration of the aerated reactor: biomass settleability can be controlled by completely stirred reactors in series, plug-flow reactors or intermittently-fed systems. Indeed, this spatial or temporal staggering should allow microorganisms to consume their accumulated substrate and thus restore their accumulation capacity. In the case of high-strength wastewater treatment, temporal staggering is better than spatial staggering. Indeed, higher organic loading rates require a higher number of reac-

1. Laboratoire des Sciences du Génie Chimique, CNRS-ENSIC-INPL, BP 451, F-54001 Nancy Cedex, France.

* Les commentaires seront reçus jusqu'au 20 mars 1998.

tors. Thus, the COD concentration significantly increases in the first reactors of the cascade and some toxic or inhibitory problems could appear. For this reason, a temporal staggering was chosen.

Biomass settleability is linked to the extracellular polymers that are the third component of the sludge flocs, after the cells and the water. These polymers are composed largely of microbial exopolysaccharides. Measurements of exopolysaccharides could be used to characterize sludge settleability. A too low level of exopolysaccharides indicates a sludge deflocculation problem, whereas a too high level of exopolysaccharides means that sludge settleability could be hindered because of an excessive growth of filamentous organisms.

The purpose of the present work is to show that the use of only one completely stirred reactor, fed in a cyclic way with permanent oxygenation and return sludge flow, leads to good sludge settleability and effluent quality.

The experiments have been performed with a laboratory pilot-plant composed of a 11.3 litres bubble column, which is a completely stirred reactor, and a secondary settling tank of 14.8 litres. The reactor is fed with an equilibrated synthetic substrate consisting mainly of meat extract, saccharose and ethanol (COD: N: P = 100: 5: 1 and 1 kg COD = 1 kg meat extract + 0.444 kg saccharose + 0.2 kg ethanol). The feeding cycle is a set of consecutive periods of feeding and starvation. For example, during a 1h/2h feeding cycle, the substrate feeding is continuous during 1 hour and stopped during 2 hours.

The sludge comes from the Nancy-Maxéville wastewater treatment plant and its acclimation to the synthetic substrate begins with an aeration without feeding during 12 hours. Afterwards, the experimental system is fed during 1 hour every 2 hours with the substrate (first concentration of COD = $0.1 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$). Then, the inlet COD is increased by steps of $0.1 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ every day until the required concentration is reached. Once the biomass is acclimated to the influent and sufficiently concentrated, the experiment can begin.

In order to show the positive influence of cyclic feeding on wastewater treatment quality, we have carried out one experiment with continuous feeding and two experiments with cyclic feeding (see Table I). For these experiments, the volumetric loading rate is about $4 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. With an appropriate feeding cycle, the settleability of the sludge and the effluent quality remain good: the diluted sludge volume index is $56 \text{ cm}^3 \cdot \text{g}^{-1}$ and 96% of the inlet COD is removed. Thus, the biomass concentration remains high in the reactor ($19 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$). This is not the case with a continuous feeding where the biomass settleability rapidly deteriorates. The principal advantage of sequential feeding is the maintenance of good sludge settleability and a high biomass concentration in the aeration basin. Moreover, during the short feeding cycles, the variations of the concentrations of COD, polysaccharides in the bulk phase and extracellular polysaccharides in the microbial aggregates are very low. This augurs well for system stability.

In contrast, monitoring of a long cycle (24 h of feeding and 24 h of starvation) shows great variations in the concentrations of COD, polysaccharides and extracellular polysaccharides in the system. When the feeding is stopped, the COD and polysaccharide concentrations in the bulk phase increase whereas the exopolysaccharide concentration in sludge flocs decreases. Reciprocally, after the feeding is begun, the COD and polysaccharide concentrations in the bulk phase decrease, and then remain constant, whereas the exopolysaccharide concentration increases. As 1 kg of measured polysaccharides represents 0.9 kg COD, and as in the bulk phase the COD concentration is equivalent to 4 times the polysaccharide concentration, it seems that microbial products other than polysaccharides are released in the bulk phase during starvation, these pro-

ducts being slowly biodegradable. Extracellular polysaccharides in the microbial aggregates are formed during the feeding phase.

Key words : *wastewater treatment, activated sludge, settleability, cyclic feeding, high biomass concentration, high strength wastewater .*

RÉSUMÉ

Cet article présente les résultats d'une étude menée sur le traitement d'effluents fortement chargés ($\text{DCO} > 1,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$) par un procédé à boues activées. L'objectif principal de ce travail est de montrer qu'une alimentation séquentielle d'un réacteur parfaitement agité avec maintien permanent du recyclage des boues et de l'oxygénation permet d'obtenir une bonne épuration tant du point de vue de l'élimination de la pollution carbonée que de la maîtrise de la décantabilité des floccs microbiens. Les essais sont menés sur un pilote de laboratoire constitué d'une colonne à bulles et d'un décanteur, alimenté avec un substrat synthétique. Contrairement à une alimentation continue, la mise en place de cycles d'alimentation permet d'obtenir des floccs de bonne décantabilité de manière constante dans le temps. Ainsi une concentration élevée en biomasse peut être maintenue dans le réacteur. De plus, le suivi d'un cycle 1 h/1 h confirme que la mise en œuvre d'un cycle court n'entraîne pas de variations importantes des performances d'épuration. Par ailleurs, le suivi d'un long cycle (24 heures/24 heures) montre des variations significatives des concentrations en DCO, polysaccharides dans la phase liquide et exopolysaccharides dans les floccs microbiens. Ceci semble indiquer que des produits microbiens sont relargués des floccs vers la phase liquide pendant l'arrêt de l'alimentation et que des exopolysaccharides sont produits dans les floccs pendant l'alimentation.

Mots-clés : *traitement des eaux, boues activées, décantabilité, alimentation séquentielle, concentration élevée en biomasse, effluent fortement chargé.*

1 - INTRODUCTION

La qualité de l'épuration d'un effluent par un procédé à boues activées dépend, non seulement de la capacité d'épuration des micro-organismes, mais aussi fortement de l'efficacité de séparation de l'eau épurée et de la biomasse. Les procédés continus aérobie à boues activées présentés dans la littérature pour épurer des effluents fortement chargés ($\text{DGO} > 1,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$) sont le plus souvent des bioréacteurs avec clarificateur (YENKIE, GEISSEN, VOGELPOHL, 1992 ; BRAUER, ANNACHRATRE, 1992) ou des bioréacteurs à membrane qui sont la combinaison d'un réacteur biologique et d'un module de microfiltration (BAILEY, HANSFORD, DOLDS, 1994) ou d'ultrafiltration (CANALES, ZHENG, PAREILLEUX, GOMA, HUYARD, 1991 ; LÜBBECKE, VOGELPOHL, DEWJANIN, 1995). Quelque soit le procédé retenu, la concentration en biomasse maintenue dans le réacteur est beaucoup plus élevée que dans les procédés conventionnels ($10 \text{ à } 20 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ contre $4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$) afin d'augmenter la charge volumique tout en réduisant la charge massique. L'utilisation d'une membrane de microfiltration ou d'ultrafiltration à la place du décanteur permet de s'affranchir des problèmes de décantation des floccs microbiens et d'améliorer le rendement d'épuration : 80 % pour YENKIE *et al.* (1992) contre 97 % pour BAILEY *et al.* (1994). Cependant cette technique

reste limitée en raison des coûts élevés d'investissement et de fonctionnement et des problèmes de colmatage.

L'emploi d'un décanteur reste donc préférable d'un point de vue économique mais il nécessite de maîtriser la décantabilité des floccs microbiens. Or, sa capacité de séparation dépend des opérations effectuées dans le bassin d'aération. L'influence de nombreux paramètres tels que la concentration en oxygène dissous, la charge massique, les carences en azote et en phosphore, le pH, etc. sur la décantation, a beaucoup été étudiée (CASEY, EKAMA, WENTZEL, MARAIS, 1995). Les raisons avancées dans la littérature pour expliquer le développement de bactéries filamenteuses (appelé aussi « bulking » filamenteux), apparaissent contradictoires. Aussi, il n'existe pas de relation universelle entre la charge massique et l'indice de Mohlman mesurant la décantabilité des boues (CHUDOBA, 1985). Par contre, la configuration hydrodynamique du réacteur a une influence certaine sur la décantabilité des boues. Ainsi, une bonne épuration de la pollution organique dissoute nécessite pour éviter le « bulking » filamenteux, la mise en œuvre de plusieurs Réacteurs Parfaitement Agités en série (RPA), dont le nombre, pour un même volume, augmente avec la charge polluante (ROCHE, 1989 ; CHUDOBA, STRAKOVA, KONDO, 1991). Par exemple, pour une charge de 0,3 kg DCO · kg MS⁻¹ · j⁻¹ d'un effluent urbain, 4 étages sont nécessaires. Cet échagement spatial a pour but de créer un gradient de concentration en substrat et une période endogène suffisamment importants pour favoriser les bactéries floculantes au dépens des micro-organismes filamenteux selon la théorie intégrée de CHIESA et IRVINE (1985). Il peut revêtir différentes formes : procédé contact stabilisation (ALBAGNAC, MORFAUX, 1980), réacteur piston, cascade de réacteurs parfaitement agités, introduction d'un bassin préselecteur avant le réacteur principal (CHUDOBA, PUJOL, 1994) ou encore de type réacteur discontinu (WANNER, 1992). CHUDOBA, DOHANYOS, GRAU (1982) estiment que cet étalement spatial permet aux bactéries de consommer leurs substances de réserve. Celles-ci seraient stockées dans les premiers étages, puis synthétisées dans les étages suivants. Les boues recyclées en tête d'aérateur, ainsi débarrassées de leurs substances de réserve, pourraient donc en produire à nouveau. Cependant, cet échagement spatial pourrait s'avérer néfaste dans le cas du traitement d'effluents fortement chargés par des effets de toxicité et d'inhibition puisqu'au fur et à mesure qu'augmente le nombre d'étages du réacteur, la concentration en DCO augmente dans les premiers étages (CHUDOBA, OTTOVA, MADERA, 1973). Le système discontinu serait sans doute plus adapté à ce cas.

La décantabilité des boues est également liée aux polymères extracellulaires qui constituent le troisième plus grand composant du floc de boues activées après les cellules et l'eau (LI, GANCZARCYK, 1990) et jouent un rôle certain sur le processus de floculation (PAVONI, TENNEY, ECHELBERGER, 1972 ; FORSTER 1985). Une part importante de ces exopolymères est d'ailleurs constituée par les exopolysaccharides qui sont des polysaccharides localisés à l'extérieur de la paroi cellulaire (HENNING RYSSOV-NIELSEN, 1975 ; MORGAN, FORSTER, EVISON, 1990). Ils ne semblent pas être des réserves d'énergie et il est même probable qu'ils soient perdus pour la cellule (EDELIN, 1993). Ces polymères seraient produits par les bactéries pendant la phase endogène selon PAVONI *et al.* (1972), pendant la phase de croissance ralentie et au début de la phase de déclin selon SHEINTUCH, LEV, EINAV, RUBIN (1985). Le suivi des exopolysaccharides complète la mesure de l'indice de Mohlman : ainsi une concentration en exopolysaccharides dans les floccs trop faible est le signe d'une défloculation des boues (SUTAPA, 1996) et une

concentration trop élevée risque aussi d'entraîner une détérioration de la décantabilité des floccs microbiens (MORGAN *et al.*, 1990).

Le but de notre étude est de montrer qu'une alimentation séquentielle du réacteur avec maintien permanent du recyclage des boues et de l'oxygénation permet d'obtenir une bonne épuration d'un effluent fortement chargé tant du point de vue de l'élimination de la pollution carbonée (caractérisée par sa DCO) que de la maîtrise de la décantabilité des floccs microbiens. L'objectif de ce travail est double : d'une part vérifier que le procédé retenu fonctionne bien et d'autre part caractériser les variations cycliques de manière simple afin de pouvoir réaliser ultérieurement un modèle simple permettant d'optimiser la durée des cycles d'alimentation.

2 – MATÉRIELS ET MÉTHODES

L'installation utilisée (*fig. 1*) est composée essentiellement :

– d'un réacteur de type colonne à bulles (volume réactionnel : 11,3 l), pour travailler avec une bonne aération et une bonne agitation. Les mesures de Distribution des Temps de Séjour (DTS) (VILLERMAUX, 1993) sur la phase liquide du réacteur ont montré qu'il est assimilable à un RPA (CHARMOT, 1996).

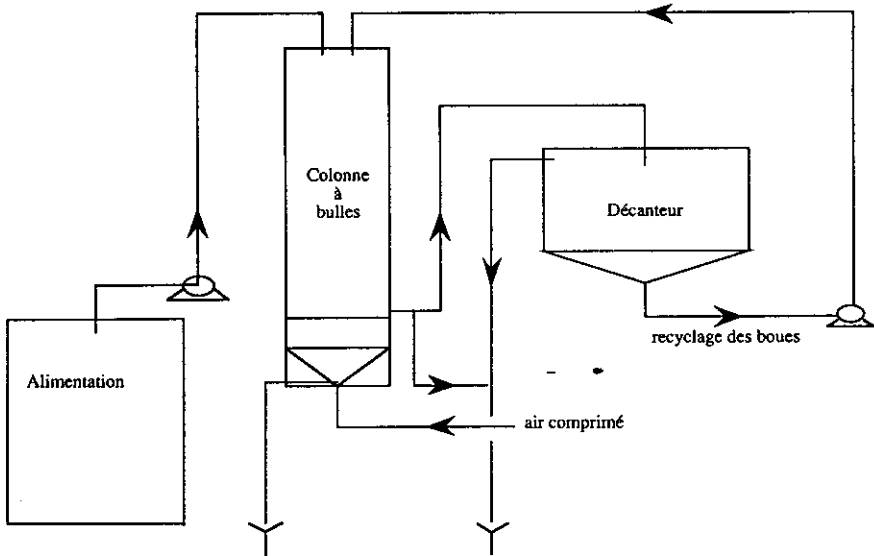


Figure 1 Schéma du pilote.

Diagram of laboratory scale plant.

– d'un décanteur (volume utile : 14,8 l) permettant de séparer l'eau épurée de la biomasse. Des mesures de DTS sur l'ensemble du pilote ont montré que la partie basse du décanteur peut être représentée par un RPA alimenté par le débit de recyclage alors que sa partie haute peut être représentée par un court-circuit et un RPA pour respectivement 20 % et 80 % du débit d'alimentation.

Les débits d'alimentation en substrat et de recyclage des boues sont assurés par des pompes péristaltiques. Pour réaliser le fonctionnement séquentiel, l'alimentation en substrat est réalisée en créneaux avec l'utilisation d'un minuteur programmeur 24 heures à curseurs d'intervalles minimaux de 15 min, tandis que le recyclage des boues et l'aération sont maintenus en permanence. Nous appelons cycle d'alimentation l'ensemble phase d'alimentation suivie de la phase d'arrêt. Par exemple au cours d'un cycle 1 h/2 heures, l'alimentation en substrat est continue pendant 1 h puis arrêtée pendant 2 heures. La durée totale du cycle est de 3 heures et le volume de liqueur mixte dans la colonne est toujours de 11,3 l. Par ailleurs, dire que l'installation est alimentée séquentiellement signifie qu'une série de cycles d'alimentation est réalisée sur la période expérimentale considérée.

Le substrat synthétique utilisé est à base principalement de saccharose, d'éthanol et de viandox (1 kg de DCO = 1 kg de viandox + 0,444 kg de saccharose + 0,2 kg d'éthanol). Il est équilibré en azote et en phosphore suivant le ratio DCO/N/P = 100/5/1. Il est préparé quotidiennement.

Les boues servant d'inoculum sont prélevées à la station d'épuration de Nancy-Maxéville dans le canal de recyclage des boues. Leur acclimatation se fait ensuite de la manière suivante : aération simple durant 12 heures, puis alimentation séquentielle (cycle 1 h/1 h) avec un substrat de concentration croissante en DCO de 0,1 kg · m⁻³ jusqu'à la valeur fixée, par paliers journaliers de 0,1 kg · m⁻³. Lorsque la biomasse est suffisamment concentrée et acclimatée à l'effluent, l'expérimentation peut commencer.

Pour vérifier l'influence positive de la mise en place de cycles d'alimentation sur la qualité de l'épuration, une expérience en alimentation continue (n° 1) et deux expériences en alimentation séquentielle (n° 2 et n° 3) sont réalisées avec une charge volumique d'environ 4 kg DCO · m⁻³ · j⁻¹. De plus, pour vérifier d'une part que la mise en place de cycles courts n'entraîne pas de variations importantes des performances d'épuration et observer d'autre part des variations significatives des différents paramètres, un cycle court 1 h/1 h (expérience 4) et un cycle long 24 heures/24 heures (expérience 5) sont suivis. Les conditions opératoires de ces cinq expériences sont données dans le tableau 1. Au cours des expérimentations, les paramètres suivants sont mesurés en fonction du temps :

– indice de Mohlman dilué (I_{MD}) selon la méthode usuelle : la biomasse est diluée avec de l'eau prélevée à la surverse du décanteur, afin d'obtenir un volume de boues après 30 minutes de décantation inférieur à 250 cm³. CASEY *et al.* (1995) estiment que la décantabilité des boues est mauvaise si $I_{MD} > 150 \text{ ml} \cdot \text{g}^{-1}$,

– rendement d'épuration de la pollution carbonée (r_{DCO}), déterminé à partir des mesures de la DCO de la phase liquide effectuées par une méthode colorimétrique rapide,

– matières sèches pour connaître la concentration en biomasse dans le réacteur (X) et dans le recyclage (X_r),

– concentrations en exopolysaccharides (EPS) dans les floccs et en polysaccharides (PS) dans la phase liquide, pour les expériences 4 et 5. Les méthodes d'analyse utilisées ont été mises au point par SUTAPA (1996) qui a adapté la méthode de DUBOIS, GILLES, HAMILTON, REBERS, SMITH (1956) à nos conditions de travail. Leur concentration est exprimée en équivalents glucose par unité de masse de boues activées (EPS) et par unité de volume de liquide (PS).

Tableau 1 Conditions opératoires.

Table 1 Operational conditions.

	Expérience 1	Expérience 2	Expérience 3	Expérience 4	Expérience 5
DCO _{entrée} (kg · m ⁻³)	1,6	1,5	1,8	2,4	2,4
Durée alimentation (h)	alimentation	1	1,25	1	24
Durée arrêt (h)	continue	1	1,75	1	24
Q _a instantané (m ³ · h ⁻¹)	1,23 · 10 ⁻³	2,3 · 10 ⁻³	2,4 · 10 ⁻³	2,5 · 10 ⁻³	2,6 · 10 ⁻³
Q _a moyen (m ³ · j ⁻¹)	29,5 · 10 ⁻³	27,6 · 10 ⁻³	24 · 10 ⁻³	30 · 10 ⁻³	31,2 · 10 ⁻³
Q _r (m ³ · h ⁻¹)	2,5 · 10 ⁻³	2,5 · 10 ⁻³	2,5 · 10 ⁻³	2,5 · 10 ⁻³	2,6 · 10 ⁻³
Q _{air} (m ³ · h ⁻¹)	# 0,9	# 0,9	# 0,9	# 0,9	# 0,9
C _v (kg DCO · m ⁻³ · j ⁻¹)	4,2	3,7	3,8	6,4	6,6

3 – RÉSULTATS

3.1 Influence de la mise en œuvre de cycles d'alimentation sur la qualité d'épuration

La concentration en oxygène dissous dans la liqueur mixte au sein du réacteur est de l'ordre de 8 mg.l⁻¹ au cours de l'expérience 1 et de l'ordre de 7 mg.l⁻¹ au cours des expériences 2 et 3.

La figure 2 montre l'évolution du rendement d'épuration de la pollution carbonée pour les expériences 1, 2 et 3. Il est légèrement meilleur pour les expériences mettant en œuvre une alimentation séquentielle (en moyenne 95 % contre 92 % pour l'expérience en alimentation continue). Quelque soit le mode d'alimentation, le rendement d'épuration est très bon donc la différence entre ces deux procédés ne se fera pas sur ce critère car les micro-organismes filamenteux consomment eux aussi de manière satisfaisante la pollution carbonée.

La figure 3 montre l'évolution de l'indice de Mohlman dilué pour les trois expériences. Nous constatons sur la figure 3a qu'en régime d'alimentation continue, la décantabilité des boues se dégrade très rapidement : l'indice de Mohlman passe de 100 à 200 ml · g⁻¹ en moins de dix jours. Les boues prennent alors un aspect cotonneux caractéristique du « bulking » filamenteux. Au contraire, en alimenta-

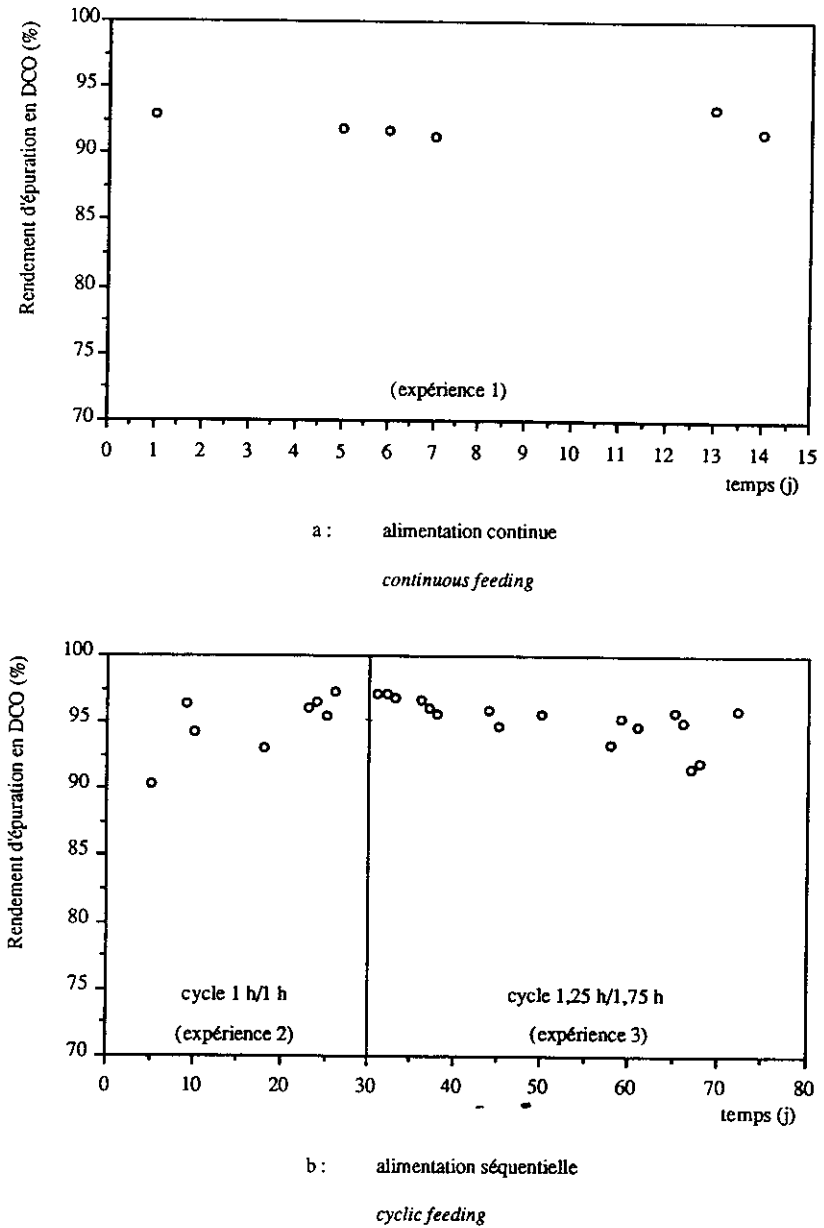
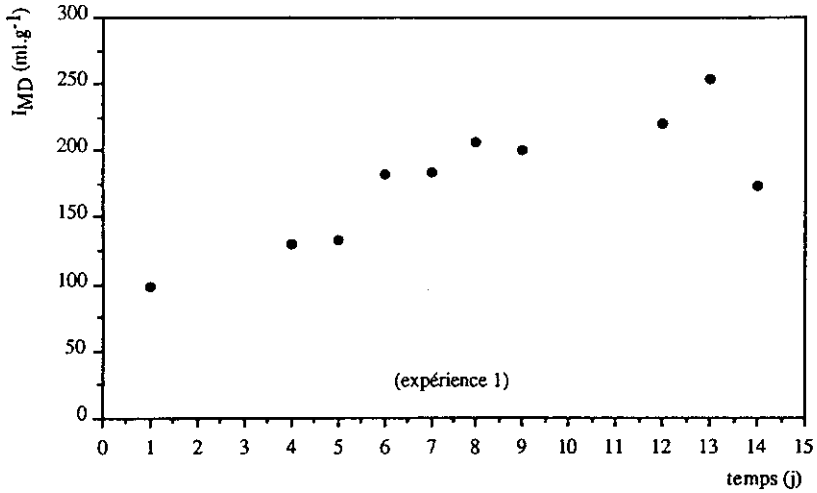


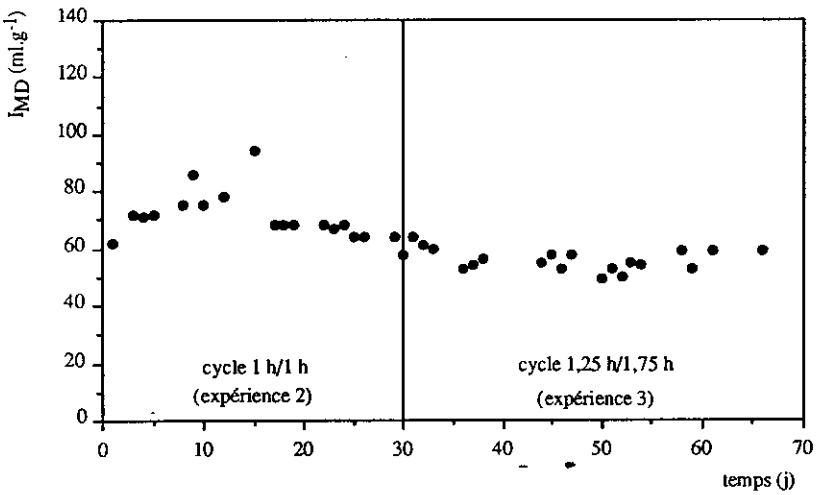
Figure 2 Évolution du rendement d'épuration de la DCO.
Removal of COD removal over time.

tion séquentielle, la décantation des boues reste excellente : $I_{MD} = 60$ à $80 \text{ ml} \cdot \text{g}^{-1}$ en moyenne (fig. 3b). L'alimentation séquentielle permet donc de conserver une bonne décantabilité des boues activées. Ainsi il est possible de maintenir une



a : alimentation continue

continuous feeding

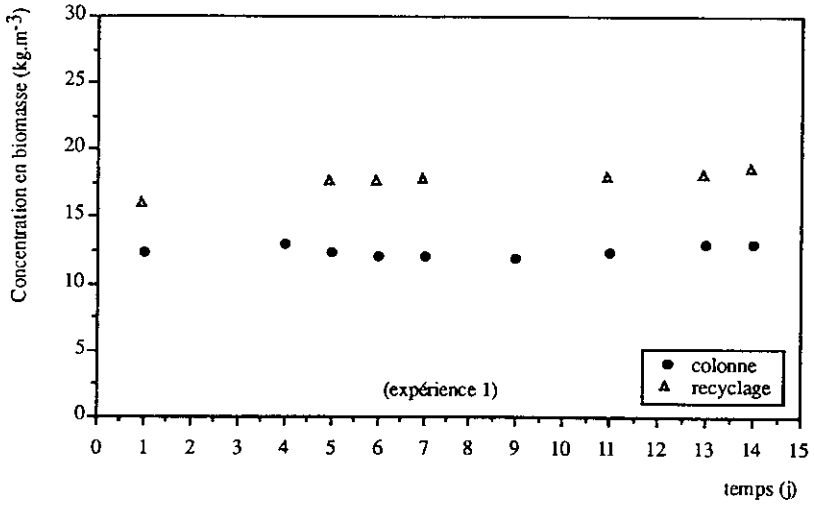


b : alimentation séquentielle

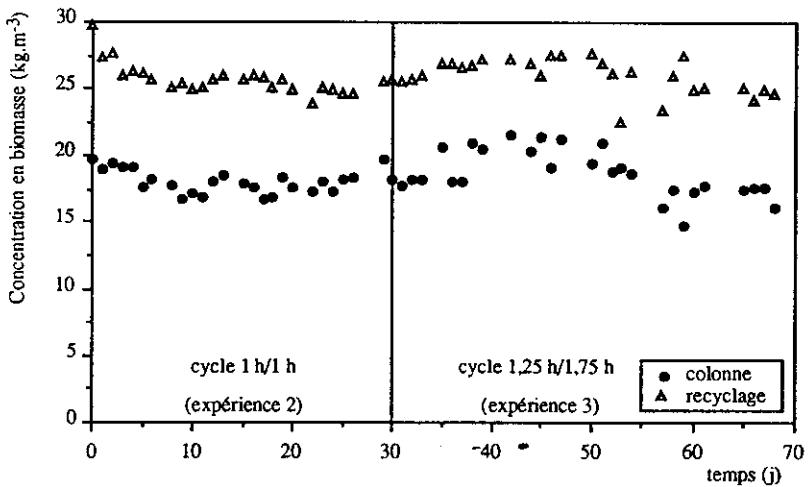
cyclic feeding

Figure 3 Évolution de l'indice de Mohlman dilué.
Variations of the diluted sludge volume index.

concentration élevée en biomasse (*fig. 4b*). au fond du décanteur ($25 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ en moyenne) et donc dans le réacteur : environ $19 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ avec une fluctuation de $2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ du fait du recyclage permanent des boues. En alimentation continue



a : alimentation continue
continuous feeding



b : alimentation séquentielle
cyclic feeding

Figure 4 Évolution de la concentration en biomasse au recyclage et dans la colonne.
Variations of the biomass concentration in the return sludge and in the reactor.

(fig. 4a), la concentration en biomasse est plus faible, elle est de l'ordre de $12 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ dans le réacteur et de $18 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ au fond du décanteur. De plus la dégradation de la décantabilité des boues ne favorise pas le maintien d'une forte concentration dans le réacteur (lessivage de la biomasse par la surverse du décanteur).

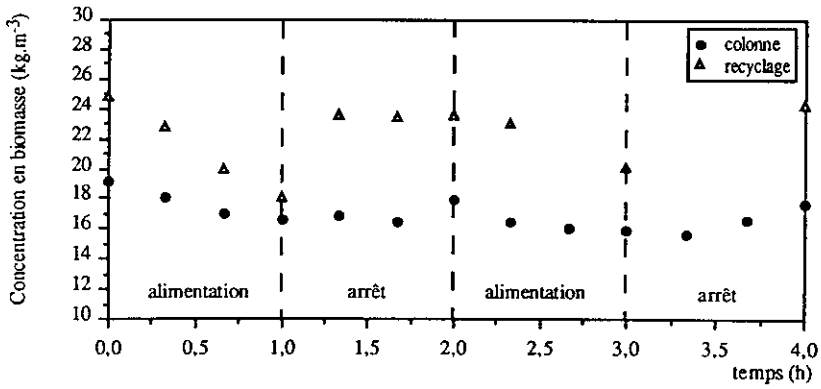
Ces résultats confirment bien la nécessité d'une alternance temporelle dans l'alimentation des boues, si l'on veut maintenir leur parfaite aptitude à décanter. L'apport essentiel d'une alimentation séquentielle est la nette amélioration de la décantabilité des boues, et la possibilité de maintenir une concentration élevée en biomasse au sein du réacteur.

3.2 Caractérisation expérimentale du fonctionnement cyclique

Les résultats reportés sur la figure 5 donnent les variations des concentrations en biomasse dans la colonne et au recyclage au cours d'un cycle d'alimentation pour les expériences 4 et 5. Quelque soit la durée du cycle, la concentration en biomasse dans la colonne diminue pendant la phase d'alimentation et augmente pendant la phase d'arrêt. Ceci résulte du mode de fonctionnement de l'installation. Sur le cycle court (fig. 5a), cette variation est peu importante, de l'ordre de $2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Par contre sur le cycle long (fig. 5b), elle varie du simple au double : lorsque le réacteur est alimenté, la concentration en biomasse tend vers $X = Q_r \cdot X_r / (Q_a + Q_r) = X_r / 2$ (car $Q_a = Q_r$) alors qu'elle tend vers X_r quand il n'est plus alimenté. La concentration en biomasse au recyclage (fig. 5b) reste quasiment stable à environ $28 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ car la réserve en boues dans le décanteur est suffisamment importante. Cependant, des boues sont perdues en surverse du décanteur pendant la phase d'alimentation. C'est pourquoi on observe une légère diminution de la concentration au recyclage. Par ailleurs au cours du cycle court (fig. 5a), la concentration en biomasse fluctue de $4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ce qui est le double des variations observées dans la colonne. Ceci peut s'expliquer par un lit de boues relativement peu important de l'ordre de 3 l. De plus, ce volume varie du fait de l'alimentation séquentielle. Ainsi la compression des boues sur les couches inférieures varie et se traduit par une fluctuation de la concentration en biomasse au recyclage. Avec un volume de boues un peu plus élevé, la concentration en boues aurait pu rester quasiment constante comme c'était le cas pour les expériences 2 et 3.

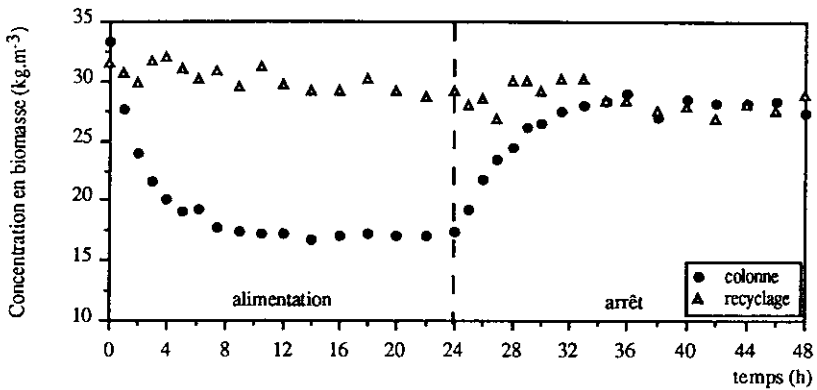
L'évolution de l'indice de Mohlman dilué (fig. 6) a été suivie au cours de ces expérimentations. Il est de l'ordre de $50 \text{ ml} \cdot \text{g}^{-1}$ pour le cycle court (fig. 6a) et de $140 \text{ ml} \cdot \text{g}^{-1}$ pour le cycle long (fig. 6b). Nous n'observons pas de variations significatives au cours de ces essais. La décantation des boues est moins bonne pour le cycle long : ceci est sans doute à relier à la durée du cycle d'alimentation mais il est difficile d'en donner une explication satisfaisante.

Les résultats du suivi des mesures des concentrations en DCO et polysaccharides dans la phase liquide sont donnés aux figures 7 pour le cycle court et 8 pour le cycle long. Les concentrations en DCO et polysaccharides varient dans le même sens quelque soit la durée du cycle. Néanmoins, ces variations sont beaucoup moins marquées pour le cycle court (fig. 7) du fait de sa durée beaucoup plus réduite, les variations des concentrations en DCO et polysaccharides sont alors de l'ordre de l'erreur de mesure. Ceci n'est plus le cas lors du suivi d'un cycle de longue période (fig. 8). L'arrêt de l'alimentation induit une augmentation très importante de la concentration en DCO qui passe de $0,16$ à $0,45 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Parallèlement la concentration en polysaccharides augmente de $0,03$ à $0,09$



a : expérience 4

experiment 4



b : expérience 5

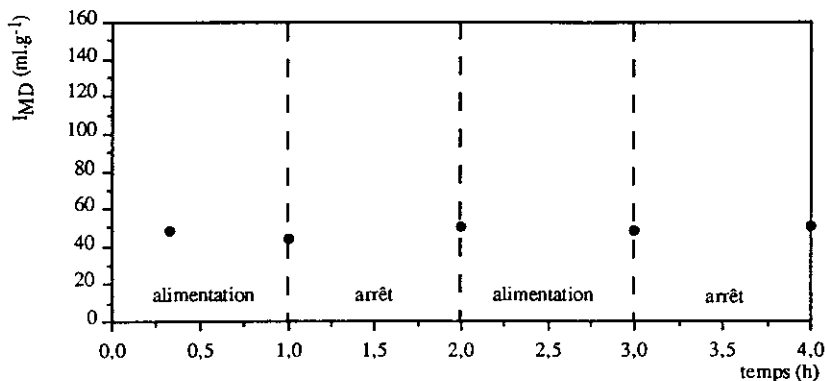
experiment 5

Figure 5 Évolution de la concentration en biomasse au recyclage et dans la colonne (suite).

Variations of the biomass concentration in the return sludge and in the reactor (following experiments).

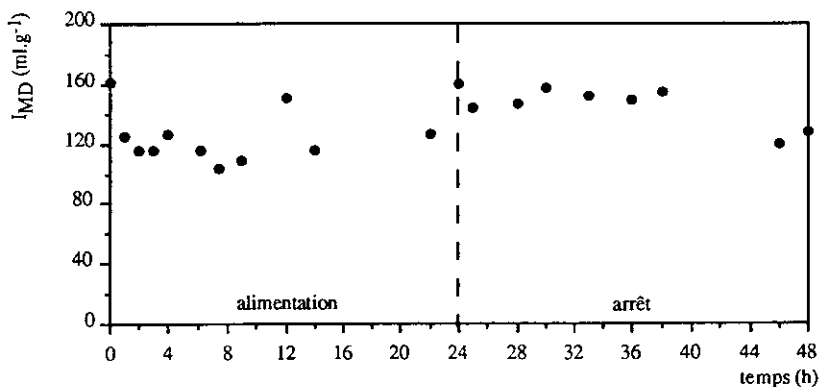
$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Inversement dès la reprise de l'alimentation, les concentrations en DCO et polysaccharides diminuent jusqu'à se stabiliser à des valeurs respectives de 0,16 et 0,03 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Les résultats du suivi des exopolysaccharides dans les floccs sont présentés sur la figure 9. Au cours du cycle court (fig. 9a), la concentration en exopolysaccharides dans les floccs fluctue autour de 0,010 $\text{kg EPS} \cdot \text{kg}^{-1} \text{MS}$ sans donner de tendance générale et cette variation est de l'ordre de l'erreur de mesure. Par contre, au cours du long cycle, nous observons une variation significative de la



a : expérience 4

experiment 4



b : expérience 5

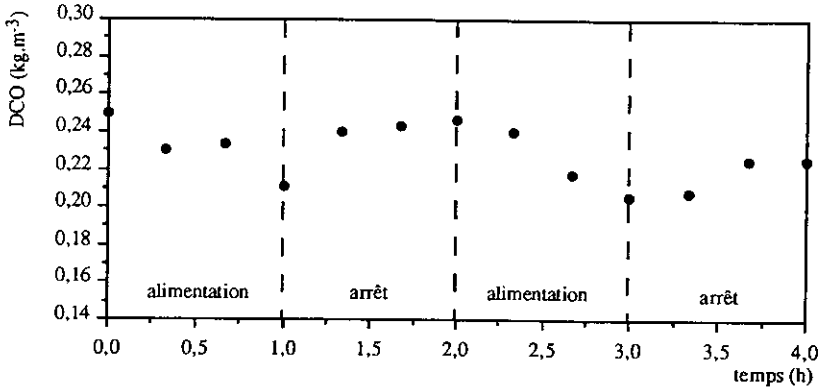
experiment 5

Figure 6 Évolution de l'indice de Mohlman dilué.

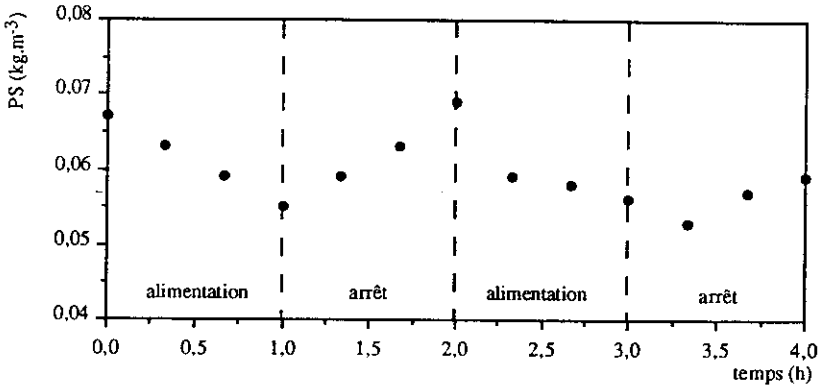
*Variations of the diluted sludge volume index.**

teneur en exopolysaccharides dans les floccs (fig. 9b). Elle augmente fortement pendant la phase d'alimentation et inversement diminue pendant la phase d'arrêt, retrouvant ainsi sa valeur initiale.

Ces résultats semblent indiquer un relargage des exopolysaccharides par les floccs durant la phase d'arrêt, qui est sans doute responsable de l'augmentation de la concentration en polysaccharides dans la phase liquide (fig. 8b). Par ailleurs, les polysaccharides sont dosés en équivalents glucose. Or, on a la correspondance théorique suivante : à 1 g de glucose correspond 0,9 g de DCO. La concentration en DCO mesurée dans la phase liquide est environ quatre fois plus



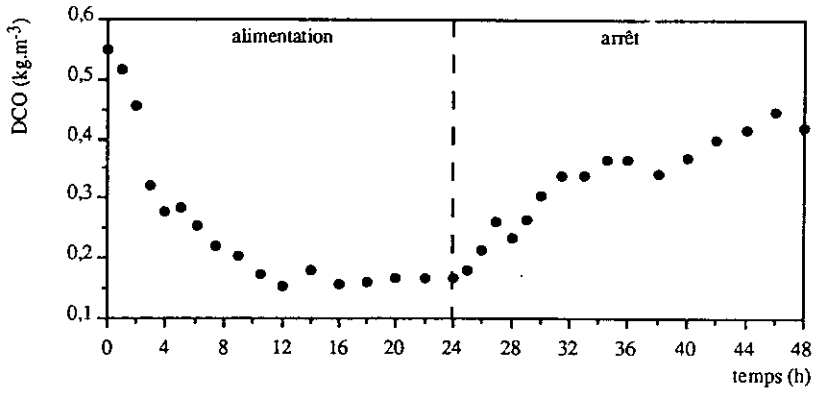
a : Évolution de la concentration en DCO

COD concentration evolution

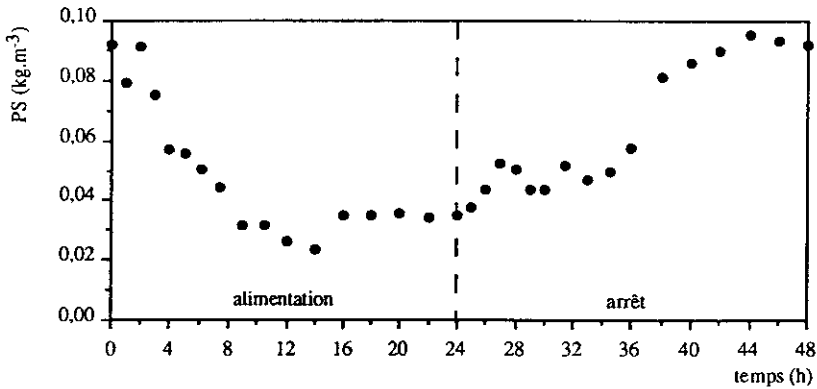
b : Évolution de la concentration en polysaccharides (PS)

*Polysaccharide (PS) concentration evolution***Figure 7** Évolution des concentrations en DCO et en polysaccharides dans la colonne (expérience 4).*Variations of COD and polysaccharide concentrations in the reactor (experiment 4).*

élevée que la concentration en polysaccharides. Ceci indique que parallèlement aux polysaccharides d'autres produits microbiens sont relargués des floccs vers la phase liquide pendant l'arrêt de l'alimentation. Dès la reprise de l'alimentation, les produits microbiens précédemment accumulés sont progressivement lessivés. Le substrat apporté semble rapidement consommé et est sans doute utilisé en partie pour produire de nouveaux exopolysaccharides et produits microbiens.



a : Evolution de la concentration en DCO

COD concentration evolution

b : Évolution de la concentration en polysaccharides (PS)

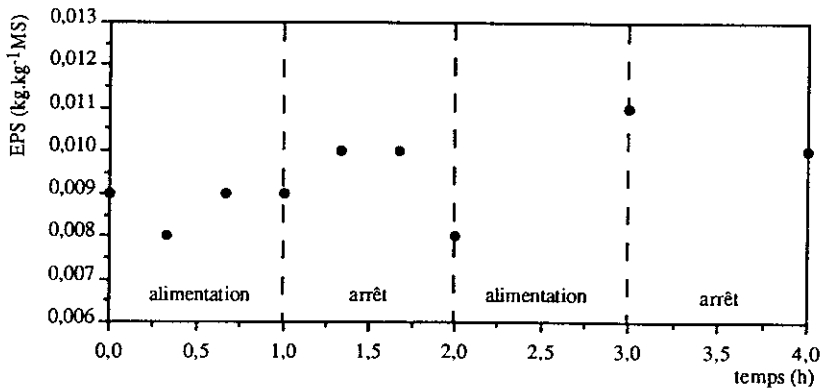
Polysaccharide (PS) concentration evolution

Figure 8 Évolution des concentrations en DCO et en polysaccharides dans la colonne (expérience 5).

Variations of COD and polysaccharide concentrations in the reactor (experiment 5).

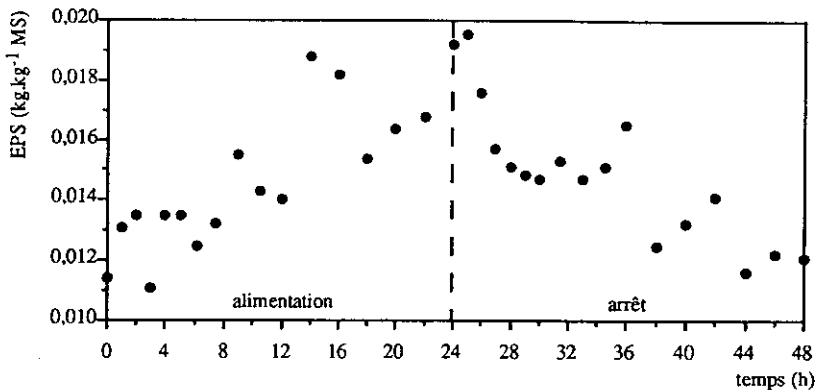
4 – CONCLUSION

La nouveauté de ce travail réside dans la mise en place d'un procédé à boues activées, alimenté en substrat de manière séquentielle avec une forte concentration de biomasse et permettant de traiter avec succès un effluent très chargé et ce dans un volume réactionnel réduit par rapport à un procédé conventionnel. Ce procédé permet effectivement de maîtriser la décantabilité des boues et d'attein-



a : expérience 4

experiment 4



b : expérience 5

experiment 5

Figure 9 Évolution des concentrations en DCO et en polysaccharides dans les flocs bactériens.

Variations bacterial exopolysaccharides concentrations in the microbial aggregates.

dre un niveau de dépollution élevé et constant dans le temps : par exemple, pour un cycle d'alimentation 1 h/1 h et une charge volumique de $3,7 \text{ kg DCO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{j}^{-1}$, l'indice de Mohlman dilué vaut $56 \text{ cm}^3 \cdot \text{g}^{-1}$ et le rendement d'épuration est de 96 %. Toutefois, la période du cycle ne doit pas être trop élevée pour un fonctionnement optimal.

La mise en place de cycles courts n'entraîne pas de variations importantes des performances d'épuration durant le cycle : les concentrations en biomasse, DCO, polysaccharides, exopolysaccharides varient peu, ce qui semble de bonne augure pour la stabilité du système.

Le suivi d'un cycle d'alimentation à période longue montre des variations significatives et corrélées de différents paramètres : polysaccharides, exopolysaccharides, DCO... Il semble que des produits microbiens soient relargués vers la phase liquide pendant la phase d'arrêt et qu'ils soient lessivés pendant la phase d'alimentation tandis que de nouveaux exopolysaccharides sont synthétisés.

Ces résultats devraient nous permettre par la suite de proposer un modèle simple basé sur l'évolution des concentrations en biomasse, DCO, polysaccharides et exopolysaccharides afin de prévoir l'influence de la durée du cycle sur la qualité de l'épuration. Pour réaliser ceci, nous déterminerons notamment :

- les cinétiques de formation des polysaccharides représentant l'ensemble des produits microbiens qui sont responsables en grande partie de la DCO de l'effluent traité ;

- les cinétiques de formation et de relargage des exopolysaccharides. Ceux-ci sont liés à la décantabilité des boues. En effet, une trop faible concentration en exopolysaccharides dans les floes indique une défloculation des boues alors qu'une accumulation trop importante risque d'engendrer un « bulking » filamenteux.

NOMENCLATURE

COD	chemical oxygen demand $[M \cdot L^{-3}]$
C_v	charge volumique $[M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}]$
DCO	demande chimique en oxygène $[M \cdot L^{-3}]$
EPS	exopolysaccharides $[M \text{ glucose} \cdot M^{-1}]$
I_{MD}	indice de Mohlman $[L^3 \cdot M^{-1}]$
MS	matières sèches $[M \cdot L^{-3}]$
PS	polysaccharides $[M \text{ glucose} \cdot L^{-3}]$
Q_a	débit d'alimentation $[L^3 \cdot T^{-1}]$
Q_{air}	débit d'air $[L^3 \cdot T^{-1}]$
Q_r	débit de recyclage $[L^3 \cdot T^{-1}]$
X	concentration en biomasse $[M \cdot L^{-3}]$
X_r	concentration en biomasse au recyclage $[M \cdot L^{-3}]$
ρ_{DCO}	rendement d'épuration en DCO [-]

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- | | |
|--|--|
| <p>ALBAGNAC, G., MORFAUX, J.N. (1980). Traitabilité comparée en aération prolongée et en contact-stabilisation des eaux résiduaires de brasserie. <i>Trib. CEBEDEAU</i>, 33 (435) : 63-72.</p> | <p>BAILEY, A.D., HANSFORD, G.S., DOLD, P.L. (1994). The use of crossflow microfiltration to enhance the performance of an activated sludge reactor. <i>Water res.</i>, 28 (2) : 297-301.</p> |
|--|--|

- BRAUER, H., ANNACHHATRE, A.P (1992). Nitrification and denitrification in a system of reciprocating jet bioreactor, *Bioprocess Eng.*, 7 : 269-275.
- CANALES, A., ZHENG, Z., PAREILLEUX, A., GOMA, G., HUYARD, A. (1991). Traitement aérobie des eaux usées domestiques avec un bioréacteur à membrane : production de boues et phénomène d'autodigestion. *Récent. prog. en génie procédés*, 5 (16) : 75-80.
- CASEY, T.G., EKAMA, G.A., WENTZEL, M.C., MARAIS, G.v.R. (1995). Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge systems. Paper 1 : A historical overview of causes and control. *Water S.A.*, 21 (3) : 231-238.
- CHARMOT, M.-L. (1996). Étude et mise au point d'un procédé à boues activées, alimenté séquentiellement et adapté au traitement d'eaux usées fortement chargées. Thèse INPL- Nancy, France.
- CHIESA, S.C., IRVINE, R.L. (1985). Growth and control of filamentous microbes in activated sludge : an integrated hypothesis. *Water res.*, 19 (4) : 471-479.
- CHUDOBA, J., OTTOVA, V., MADERA, V. (1973). Control of activated sludge filamentous bulking-I. Effect of the hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank. *Water res.*, 7 : 1163-1182.
- CHUDOBA, J., DOHANYOS, M., GRAU, P. (1982). Control of activated sludge filamentous bulking-IV. Effect of sludge regeneration. *Wat. sci. technol.*, 14 : 73-93.
- CHUDOBA, J. (1985). Control of activated sludge filamentous bulking-VI Formulation of basic principles. *Water res.*, 19 (8) : 1017-1022.
- CHUDOBA, J., STRAKOVA, P., KONDO, M. (1991). Compartmentalized versus completely-mixed biological wastewater treatment systems. *Water res.*, 25 (8) : 973-978.
- CHUDOBA, P., PUJOL, R. (1994). Kinetic selection of microorganisms by means of a selector – twenty years of progress : history, practice and problems. *Wat. sci. technol.*, 29 (7) : 177-180.
- DUBOIS, M., GILLES, K.A., HAMILTON, J.K., REBERS, P.A., SMITH, F. (1956). Colorimetric method of determination of sugar and related substances. *Analyt. Chem.*, 28 (3) : 350-356.
- EDELIN, F. (1993). L'épuration biologique des eaux, Théorie & technologie des réacteurs. *Éditions Cebedoc*.
- FORSTER, C.F. (1985). Factors involved in the settlement of activated sludge-I Nutrients and surface polymers. *Water res.*, 19 (10) : 1259-1264.
- HENNING RYSSOV-NIELSEN, M. SC. (1975). The role of natural extracellular polymers in the bioflocculation and dewatering of sludge (literature survey). *Vatten*, 31 : 33-39.
- LI, D.H., GANCZARCYK, J.-J. (1990). Structure of activated sludge flocs. *Biotechnol. Bioeng.*, 35 : 57-65.
- LÜBBECKE, S., VOGELPOHL, A., DEWJANNIN, W. (1995). Wastewater treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration. *Water res.*, 29 (3) : 793-802.
- MORGAN, J.W., FORSTER, C.F., EVISON, L. (1990). A comparative study of the nature of biopolymers extracted from anaerobic and activated sludges. *Water res.*, 24 (6) : 743-750.
- PAVONI, J.-L., TENNEY, M.W., ECHELBERGER, W.F. (1972). Bacterial exocellular polymers and biological flocculation. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 44 (3) : 414-431.
- ROCHE, N. (1989). Influence de l'hydrodynamique des bassins d'aération sur la décantabilité des boues activées. Thèse INPL- Nancy, France.
- SHEINTUCH M., LEV, O., EINAV, P., RUBIN, E. (1986). Role of exocellular polymer in the design of activated sludge. *Biotechnol. Bioeng.*, 28 : 1564-1576.
- SUTAPA, I.D. (1996). Propriétés physico-chimiques et décantabilité des boues activées en relation avec le transfert d'oxygène et la bioflocculation. Thèse INPL- Nancy, France.
- VILLERMAUX, J. (1993). Génie de la Réaction chimique – conception et fonctionnement des réacteurs. *Tec & Doc, Lavoisier*.
- WANNER, J. (1992). Comparison of biocenoses from continuous and sequencing batch reactors. *Wat. sci. technol.*, 25 (6) : 239-249.
- YENKIE, M.K.N., GEISSEN, S.U., VOGELPOHL, A. (1992). Biokinetics of wastewater treatment in the high performance compact reactor (HCR). *Chem. eng. j.*, 49 : B1-B12.