

## Élimination des phosphates par filtration directe sur lit de sable

## Removal of phosphates by direct filtration on sand bed

A. Kellil et D. Bensafia

Volume 16, numéro 3, 2003

URI : <https://id.erudit.org/iderudit/705510ar>

DOI : <https://doi.org/10.7202/705510ar>

[Aller au sommaire du numéro](#)

Éditeur(s)

Université du Québec - INRS-Eau, Terre et Environnement (INRS-ETE)

ISSN

0992-7158 (imprimé)

1718-8598 (numérique)

[Découvrir la revue](#)

Citer cet article

Kellil, A. & Bensafia, D. (2003). Élimination des phosphates par filtration directe sur lit de sable. *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, 16(3), 317–332. <https://doi.org/10.7202/705510ar>

Résumé de l'article

La présente étude porte sur la réduction des phosphates d'une eau synthétique à faible turbidité par filtration directe sur lit de sable. L'effet de plusieurs paramètres (vitesse de filtration, dose de sulfate d'aluminium et intensité d'agitation) sur la performance du procédé a été étudié. Des efficacités de rétention de phosphore supérieures à 80 % ont été obtenues pour des vitesses de filtration de 5 et 10 m/h. La filtration en ligne est applicable à 5 m/h mais devient beaucoup moins efficace à 10 m/h. Le rapport massique Al/P=2 est optimal et indépendant de la vitesse de filtration ainsi que de l'intensité d'agitation dans le flocculateur.

## Élimination des phosphates par filtration directe sur lit de sable

### Removal of phosphates by direct filtration on sand bed

A. KELLIL\* et D. BENSALIA

Reçu le 9 novembre 2001, accepté le 6 mars 2003\*\*.

#### SUMMARY

Phosphates and nitrates are the main nutrients responsible for disturbing aquatic ecosystem balance. In general, high levels of phosphate and nitrogen cause increases in algal proliferation, which has negative effects on water quality - the phenomenon is known as eutrophication. While nitrogen is in great quantities in the atmosphere, the sources of phosphorus are limited to two main sources: domestic waste waters and chemical fertilizers. Phosphorus is often known as the limiting factor for the growth of the algae in the aquatic areas.

The usual biological processes (activated sludge) are not very efficient in the removal of phosphorus from waste water (efficiency of less than 50%). Alternative biological processes require certain conditions that are difficult to create in practice. For that reason, we thought it useful to explore another alternative, based on a combination of the precipitation-flocculation of phosphorus by metallic cations brought by alum (aluminium sulfate) and direct filtration through a sand bed.

The aim of this work was to study the effect of filtration velocity, mass ratio (Al/P), and velocity gradient (G) on phosphorus removal efficiency in the flocculator. To this effect, a pilot-scale unit was set up. It consisted of one glass column (2 m long, with an inner diameter of 30 mm) that was filled with sand (0.85 m). The volumetric mass of sand and the porosity of the bed were 2.62 g/cm<sup>3</sup> and 0.44 respectively.

The synthetic water used was obtained by dissolution of potassium dihydrogen-phosphate in tap water. The characteristics of this water were as follows: turbidity (varied from 0.5 to 1 NTU); pH 7-8; electric conductivity of 450-550 µS/cm; temperature fixed at 25 °C; a phosphorus concentration 2 mg/L. The pH of coagulation was adjusted to 6.5 and the flocculation time was 10 min. The filtration cycle was arbitrarily fixed at 9 h. The first sample

Laboratoire d'Épuration des Eaux, Institut du Génie Rural, Université de Blida, B.P. 270, Algérie, Tél. (213) 3 43 36 25 / 30, Fax. (213) 3 43 11 64 / 43 38 64.

\* Correspondance. E-mail : a\_kellil\_ustb@yahoo.fr

\*\* Les commentaires seront reçus jusqu'au 30 mars 2004.

was taken 15 min after the start of the experiment and subsequent sampling was carried out every hour. Once the filtration phase was terminated, the filter was back-washed (combined air-water). The efficiency of phosphorus removal by direct filtration was determined by measurements of residual phosphorus, final turbidity and total head loss in the bed.

The results obtained show that:

- Phosphorus removal efficiency is strongly related to the filtration velocity.
- A mass ratio Al/P = 2 seems optimal for the two velocities tested (5 and 10 m/h). For the ratio Al/P = 3, we can see an increase in head loss and an increased turbidity in the filtered water, without any improvement in phosphorus retention. The increased turbidity is caused by the formation of fine particles of aluminium hydroxide and/or aluminium orthophosphate.
- When the filtration velocity is 5 m/h, the mixing intensity (G) in the flocculator does not increase the removal efficiency of phosphorus. The efficiencies at  $G = 0$  (in line filtration) and  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  are similar and development of head loss is essentially the same in both cases. Mixing in the flocculator becomes necessary when the filtration velocity is 10 m/h. In line filtration is much less efficient.
- Intense mixing ( $G > 100 \text{ s}^{-1}$ ) had no beneficial effect on phosphorus removal, but rather led to a decrease in filtration time.

**Key-words:** *phosphorus pollution, eutrophication, phosphorus removal, filtration velocity, head loss, mass ratio Al/P, velocity gradient.*

## RÉSUMÉ

La présente étude porte sur la réduction des phosphates d'une eau synthétique à faible turbidité par filtration directe sur lit de sable. L'effet de plusieurs paramètres (vitesse de filtration, dose de sulfate d'aluminium et intensité d'agitation) sur la performance du procédé a été étudié. Des efficacités de rétention de phosphore supérieures à 80 % ont été obtenues pour des vitesses de filtration de 5 et 10 m/h. La filtration en ligne est applicable à 5 m/h mais devient beaucoup moins efficace à 10 m/h. Le rapport massique Al/P = 2 est optimal et indépendant de la vitesse de filtration ainsi que de l'intensité d'agitation dans le flocculateur.

**Mots clés :** *pollution phosphorée, déphosphatation, vitesse de filtration, perte de charge, rapport massique Al/P, gradient de vitesse.*

## 1 - INTRODUCTION

Quelle que soit leur origine (domestique, industrielle ou agricole), les phosphates en présence des nitrates dans des eaux de surface, créent un déséquilibre écologique important dans les écosystèmes aquatiques conduisant à leur eutrophisation. Le développement de la production algale et des végétaux supérieurs, se comporte comme une véritable pollution qui appauvrit le milieu en oxygène dissous et compromet l'usage des eaux. Certaines algues (cyanophycées) excrètent des toxines qui rendent la vie aquatique difficile notamment dans les eaux dormantes (lacs et étangs) ou à faible vitesse d'écoulement.

Une concentration de 1 mg/l en phosphore dans un plan d'eau est suffisante pour y déclencher l'eutrophisation (NARASIAH *et al.*, 1991). La teneur en phosphore des eaux résiduaires industrielles est de l'ordre de 10 à 100 mg P<sub>T</sub>/l et de 10 à 25 mg P<sub>T</sub>/l pour les eaux usées urbaines (MENANTEAU, 1990). Les rejets en phosphore total par habitant et par jour sont estimés entre 3,5 et 4 g (HAMMER, 1986 ; CANN, 1990 ; LARK *et al.*, 1992). Il serait plus facile de diminuer la charge de phosphore provenant de ces sources ponctuelles plutôt, que de se préoccuper des apports diffus incontrôlables des bassins versants ou du relargage par les sédiments. Les travaux antérieurs sur l'eutrophisation, affirment que le phosphore est le facteur limitant sur lequel on doit agir pour éviter la production de la biomasse algale et l'apparition des marées vertes dans les cours d'eau. La directive européenne sur les eaux usées (AGENCES FRANÇAISES DE L'EAU, 1994), impose des normes de rejet de phosphore selon la taille des stations d'épuration (< 1 mg P<sub>T</sub>/l ou 80 % d'élimination pour les stations d'une capacité > 10<sup>6</sup> Eq.hab. et < 2 mg P<sub>T</sub>/l pour les stations < 10<sup>6</sup> Eq.hab.).

À l'exception du lagunage, les procédés classiques d'épuration biologique, type boues activées, éliminent dans le meilleur des cas 50% du phosphore initial contenu dans l'eau usée brute (HAMMER, 1986 ; YEOMAN *et al.*, 1988 ; KERLAN, 1996). Les procédés spécifiques de déphosphatation biologique sont nombreux et leur efficacité d'élimination peut atteindre 90 %. Mais, ils exigent des conditions rigoureuses et contraignantes (COMEAU, 1990 ; BRETT *et al.*, 1997). La présence des nitrates inhibe le processus de déphosphatation et leur élimination nécessite un poste de dénitrification, ce qui conduit à la multiplication des ouvrages des zones anaérobie et aérobie. La configuration de la station devient alors importante et son exploitation plus difficile. C'est la raison pour laquelle, nous avons opté dans cette étude pour une déphosphatation physico-chimique par filtration directe (BERNHARDT, 1981) ou en ligne sur lit de sable, afin de réduire la concentration du phosphore en dessous du seuil limite des 2 mg/l, fixé pour les eaux secondaires épurées. Il aurait été souhaitable de réaliser les expériences en utilisant directement des eaux secondaires, mais cela n'a pas été possible. Pour un meilleur contrôle de la qualité des eaux brutes, nous avons utilisé une eau synthétique chargée en phosphore soluble car, le phosphore particulaire est normalement retenu dans le décanteur primaire. En effet, excepté le phosphore incorporé dans le tissu cellulaire (biomasse), tout le phosphore présent dans l'eau traitée, après décantation primaire et traitement biologique, se trouve sous forme soluble.

L'objectif de ce travail est donc l'étude de l'influence des principaux paramètres opératoires sur la rétention du phosphore soluble par filtration directe : vitesse de filtration ( $V_f$ ), rapport massique (Al/P) et gradient de vitesses (G).

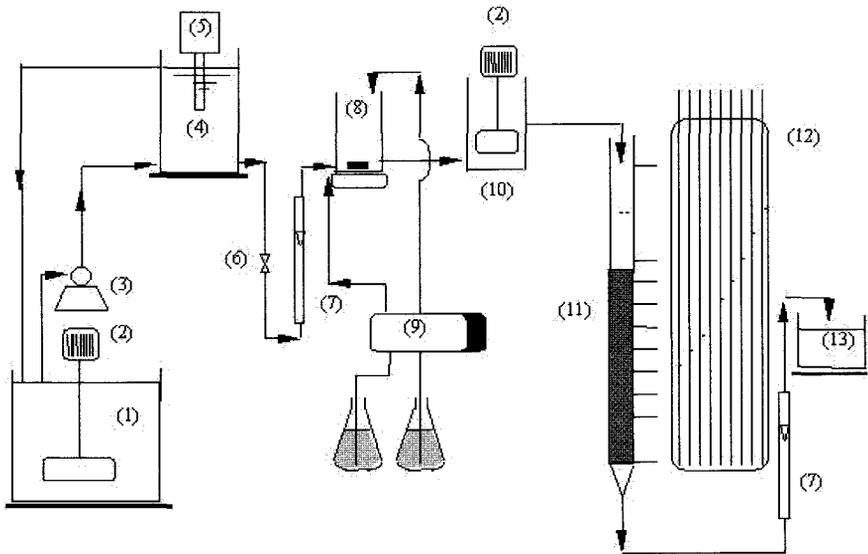
## 2 – MATÉRIELS ET MÉTHODES

L'installation pilote est schématisée par la figure (1) ci-dessous ; elle comporte :

Un bac de stockage de l'eau synthétique d'une capacité de 100 litres (1) ; deux agitateurs mécaniques (2) ; une pompe d'alimentation (3) ; un bac à

niveau constant permettant de stabiliser le débit d'alimentation (4) ; un thermostat/agitateur (5) ; une vanne de réglage de débit (6) ; un débitmètre (7) ; un mélangeur rapide (8) ; une pompe doseuse multicanaux (alun et HCl) (9) ; un floculateur de forme circulaire à pale rectangulaire (10) ; une colonne en verre de diamètre intérieur de 30 mm et de hauteur 2 m remplie sur 85 cm de sable (11) ; un tableau de piezomètres (12) et un débitmètre de contrôle (7) ; bac de stockage de l'eau traitée (13).

Les débits d'alimentation testés sont de 3,5 et 7 l/h correspondant à des vitesses de filtration de 5 et 10 m/h. Les gammes étudiées du rapport massique (Al/P) et du gradient de vitesse (G) sont respectivement de 0 – 3 et 0 – 200 s<sup>-1</sup>. Le pilote de filtration est alimenté par une eau synthétique du bac (1) dont les caractéristiques sont les suivantes : La turbidité initiale varie de 0,5 à 1 NTU ; le pH de 7,5 à 8,0 ; la conductivité de 450 à 550 µS/cm et la température est fixée à 25 °C. La concentration en orthophosphates est de 2 mg/l. Le pH de coagulation est ajusté à 6,5 pour favoriser la coagulation par adsorption agrégative (AMIRTHARAJAH, 1980) de Al(OH)<sub>3</sub> sur lequel s'adsorbe les particules AlPO<sub>4</sub>. En effet, le potentiel zéta de l'hydroxyde d'aluminium est positif en raison de l'existence, dans sa structure, d'espèces chargées positivement tels que Al<sub>6</sub>(OH)<sub>15</sub><sup>3+</sup> et Al(OH)<sub>2</sub><sup>+</sup> (MASSECHELEIN, 1996). Enfin, le temps de floculation est maintenu constant et égal 10 minutes.



**Figure 1** Unité expérimentale.  
*Experimental unit.*

## 2.1 Eau synthétique et coagulant

La suspension utilisée est préparée à partir de l'eau de robinet et de la poudre de dihydrogénophosphate de potassium (KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>) séchée pendant 2 heures à l'étuve à 105 °C.

Certains auteurs recommandent l'élimination des orthophosphates (LESOUF *et al.*, 1990) car, au cours de la dégradation biologique de la matière organique, le phosphore organique est transformé en orthophosphates et les polyphosphates sont hydrolysés également en orthophosphates. C'est la raison pour laquelle, nous avons choisi cette forme bio-assimilable du phosphore, responsable de la production de la biomasse algale. Quant à l'utilisation de la concentration 2 mg/l, elle correspond à la valeur maximale en phosphore total dans les eaux épurées urbaines par voie biologique classique ; le procédé proposé vise une déphosphatation plus importante de ces eaux afin de réduire au maximum leurs apports en phosphore dans les milieux aquatiques récepteurs.

L'agent de coagulation est du sulfate d'aluminium hydraté  $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 16H_2O]$  de poids moléculaire 630,39 g/M.

## 2.2 Milieu filtrant et lavage du filtre

Le matériau utilisé comme média filtrant est constitué de sable, préalablement lavé, séché et tamisé. La granulométrie utilisée est comprise entre 1 à 1,25 mm ; celle-ci est choisie de façon que le rapport entre le diamètre de la colonne et celui du grain de sable soit supérieur à 20,7 (LARK *et al.*, 1992) pour éviter l'effet de paroi ; ce rapport est compris entre 24 et 30 dans la présente étude. La masse volumique du sable et la porosité du lit filtrant, déterminées expérimentalement au laboratoire, sont respectivement égales à 2,62 g/cm<sup>3</sup> et 0,44.

À la fin de chaque cycle de filtration, le sable est lavé simultanément à l'eau et à l'air en fluidisant le milieu filtrant ; il s'agit d'une méthode ad hoc. Le lavage est arrêté quand les turbidités de l'eau d'entrée et de sortie sont identiques. La durée des cycles de filtration est arbitrairement fixée à 9 heures sauf, dans le cas (AI/P=0) où nous n'avons pas observé d'élimination du phosphore, l'expérience a été arrêtée au bout de 5 heures.

## 2.3 Échantillonnage et méthodes d'analyses

La première prise d'échantillon à la sortie du filtre, est effectuée 15 minutes après le démarrage de l'opération de filtration, temps nécessaire à la stabilisation des niveaux piezométriques et à l'obtention d'un régime d'écoulement permanent. Les prélèvements d'échantillons sont ensuite réalisés toutes les heures dans des bêchers de 500 ml. Le pH, la turbidité et la concentration résiduelle du phosphore de l'échantillon de l'eau filtrée sont mesurés.

Trois principaux paramètres ont été retenus pour évaluer la performance de la rétention des phosphates par filtration directe :

- Le dosage du phosphore résiduel à la sortie du filtre en utilisant la méthode AFNOR à l'aide d'un spectrophotomètre ( $\lambda = 880$  nm) de marque TURNER-OSI modèle 340.
- La mesure de la turbidité à l'aide d'un turbidimètre, de type HACH 2100 A.
- La mesure de la perte de charge : par lecture directe sur des tubes manométriques placés à différentes hauteurs du lit filtrant (figure 1) ; elles sont exprimées en cm d'eau.

L'ajustement de pH se fait au niveau du coagulateur par ajout de HCl ; il est mesuré par un pHmètre de type CG 837.

### 3 – RÉSULTATS ET DISCUSSION

#### 3.1 Vitesse de filtration : 5 m/h

##### Influence du rapport massique Al/P

La nature et la dose d'un coagulant influent sur les caractéristiques des floccs (cohésion, taille) et par conséquent, sur l'efficacité de la technique utilisée pour les séparer de l'eau. La déphosphatation des effluents réels par précipitation/décantation est obtenue quand le rapport massique Al/P est compris entre 1-3 (LARK *et al.*, 1992) et 1,5-2 (ANDERSON, 1973 ; HAMMER, 1986) quand le sulfate d'aluminium est directement injecté dans le bassin d'aération. En général, les mécanismes essentiels mis en jeu lors de la coagulation par le sulfate d'aluminium sont : la coagulation par entraînement, l'adsorption agrégative et la coagulation par réaction chimique (AMIRTHARAJAH, 1980) ; dans la gamme de pH 6-7, le mécanisme impliqué est essentiellement celui de la coagulation agrégative. Par ailleurs, une des caractéristiques des orthophosphates d'aluminium ( $\text{AlPO}_4$ ) est leur petite taille (SNOEYINK et JENKINS, 1980) ; ce qui rendrait difficile leur rétention par simple décantation. La précipitation des phosphates d'aluminium et leur adsorption sur l'hydroxyde d'aluminium semble permettre la formation de floccs mixtes [ $\text{AlPO}_4$ - $\text{Al}(\text{OH})_3$ -colloïdes] plus volumineux et ayant une meilleure aptitude à la filtration directe.

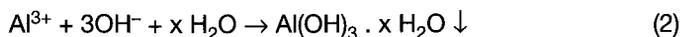
##### Phosphore résiduel

Les résultats obtenus, pour une intensité d'agitation à  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  sont illustrés par la figure 2. Cette agitation correspond à une puissance dissipée par unité de volume de suspension floculée de  $2,5 \text{ W/m}^3$  ( $P/V = \mu G^2$  ; CAMP et STEIN, 1943) où  $\mu$  est la viscosité dynamique de l'eau qui, en première approximation, est égale à  $10^{-3} \text{ kg/m.s}$ .

On observe que quel que soit le temps de filtration, les courbes d'efficacité passent toutes par un maximum correspondant à une valeur optimale du rapport massique Al/P = 2 c'est-à-dire une dose de 4 mg Al/l. Cette valeur est plus élevée que celle du rapport stœchiométrique (0,87) donné par la réaction de précipitation des phosphates d'aluminium :

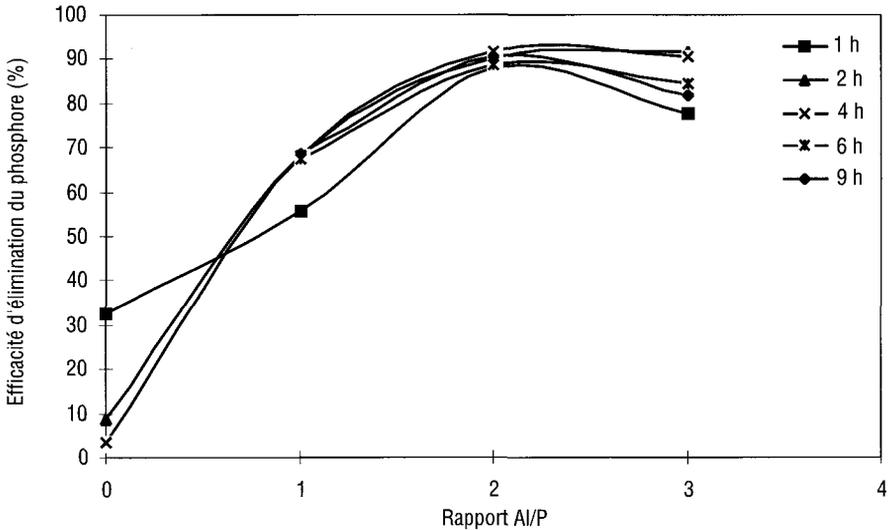


Cet écart est lié aux réactions secondaires de l'aluminium avec les colloïdes et l'alcalinité de l'eau (CLARK *et al.*, 1977). Dans la zone de pH 6 -7, on peut citer, à titre d'exemple, la réaction de  $\text{Al}^{3+}$  avec  $\text{OH}^-$  :

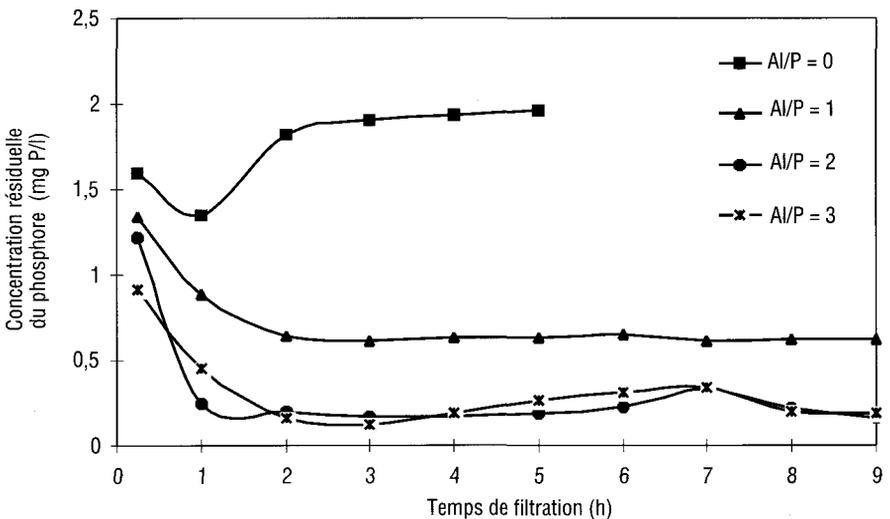


La concentration optimale de l'aluminium à injecter pour éliminer les phosphates dépend de la nature de l'eau à traiter et de la technique séparative liquide/solide appliquée. La figure 3, représentant la concentration résiduelle de phosphore, en fonction du temps de filtration, montre que pour Al/P = 2, les concentrations résiduelles sont inférieures à 0,25 mg/l (efficacité supérieures à 87,5 %) ; alors que pour le rapport 1, l'efficacité ne dépasse point les 66 %. Par ailleurs, on n'observe pas de gain d'efficacité quand le rapport massique

passé 2 à 3 l'utilisation de cette dernière valeur est injustifiée. Ce résultat est en bon accord avec ceux d'autres auteurs (ANDERSON, 1973 ; HAMMER, 1986) qui ont utilisé des techniques différentes d'élimination du phosphore.



**Figure 2** Efficacité d'élimination du phosphore en fonction du rapport massique Al/P ( $V_f = 5 \text{ m/h}$  ;  $T_f = 10 \text{ min}$  ;  $\text{pH} = 6,5$  ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$  ;  $G = 50 \text{ s}^{-1}$ ).  
*Efficiency of phosphorus removal against Al/P mass ratios.*

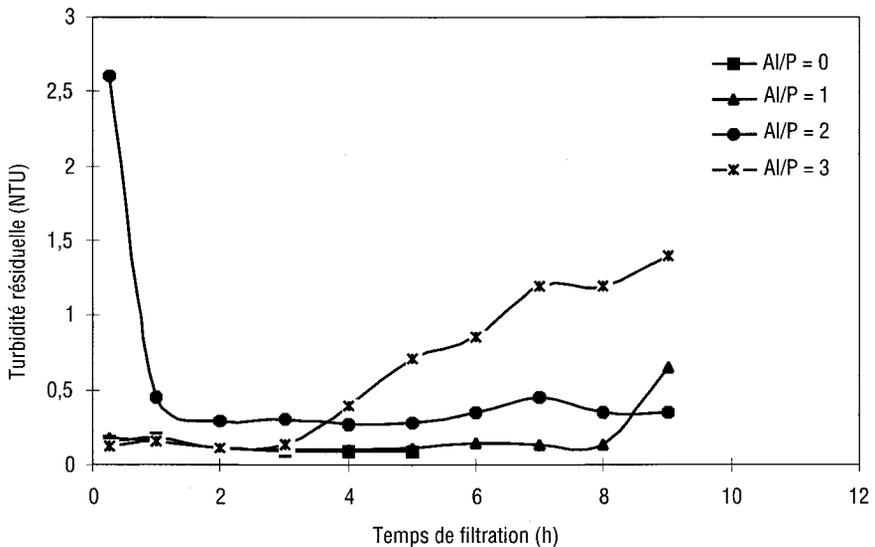


**Figure 3** Variation de la concentration résiduelle du phosphore en fonction du temps de filtration et du rapport massique Al/P ( $V_f = 5 \text{ m/h}$  ;  $T_f = 10 \text{ min}$  ;  $\text{pH} = 6,5$  ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$  ;  $G = 50 \text{ s}^{-1}$ ).  
*Variation of phosphorus residual concentration against filtration time and Al/P mass ratios.*

### Turbidité résiduelle

Elle croit avec la dose de sulfate d'aluminium (figure 4). À l'exception du rapport Al/P = 3, où on remarque une forte augmentation en fin de cycle, elle reste inférieure à sa valeur initiale dans la suspension. Cette augmentation de la turbidité est liée aux micro-flocs constitués essentiellement de  $\text{Al}(\text{OH})_3$  et de  $\text{AlPO}_4$  qui traversent le média filtrant. En absence de coagulant (Al/P = 0), la turbidité est comparativement meilleure. En revanche, la rétention de phosphore est pratiquement négligeable à partir de la deuxième heure de filtration. Ce résultat est prévisible et, s'explique par l'absence de formation de particules solides [ $\text{AlPO}_4$  et  $\text{Al}(\text{OH})_3$ ]. Le phosphore étant ionique et chargé négativement, ne peut se fixer sur des colloïdes contenus dans l'eau et portant généralement une charge négative. Pour le rapport Al/P = 2, l'efficacité d'élimination du phosphore est de 91,5 % et la turbidité est inférieure à 0,5 NTU : les conditions de floculation et de rétention du phosphore sont donc favorables.

Quant à la percée de la turbidité observée à 3 h et à 8 h respectivement pour les rapports Al/P=3 et 1 (figure 4), elle est probablement due à la concentration des fines particules constituées  $\text{Al}(\text{OH})_3$  beaucoup plus importante dans le cas de Al/P = 3.



**Figure 4** Variation de la turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration et du rapport massique Al/P ( $V_f = 5 \text{ m/h}$  ;  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  ;  $T_f = 10 \text{ min}$  ;  $\text{pH} = 6,5$  ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$ ).

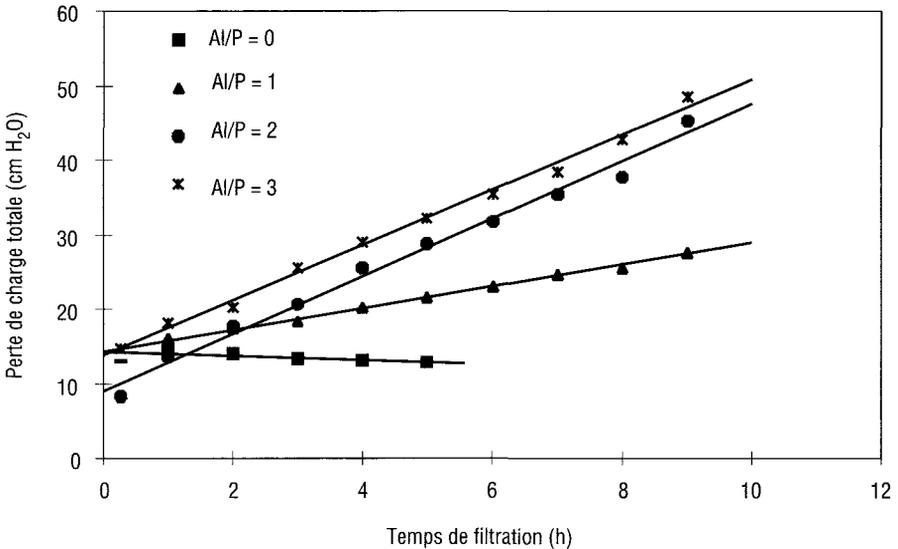
*Variation of residual turbidity against filtration time and for different Al/P mass ratios.*

### Pertes de charge

Le développement de la perte de charge est illustré par la figure 5. Celle-ci montre que la perte de charge varie linéairement en fonction du temps et atteint, en fin de cycle de filtration, 27,5 ; 45,5 et 48,5 cm d'eau respectivement pour les rapports 1 ; 2 et 3. Ce résultat traduit une bonne filtration en profon-

deur dans le lit filtrant. Aussi, on peut remarquer que la pente de la droite croît avec le rapport massique Al/P, c'est-à-dire avec la dose de sulfate l'aluminium, la concentration du phosphore étant constante.

La durée de l'essai à Al/P = 0 a été réduite à 5 h en raison de l'absence de l'élimination du phosphore à partir de la deuxième heure de filtration. Cette absence de rétention du phosphore est prévisible car, les phosphates sont sous forme ionique. Par ailleurs, pour Al/P = 0 la perte de charge est sensiblement constante (13 cm d'eau environ), la tendance à la diminution observée sur la figure 5 n'est pas significative et, ne peut être attribuée qu'aux erreurs expérimentales.



**Figure 5** Variation de la perte de charge en fonction du temps de filtration et du rapport massique Al/P ( $V_f = 5$  m/h ;  $G = 50$  s<sup>-1</sup> ;  $T_f = 10$  min ; pH = 6,5 ;  $C_p = 2$  mg/l).

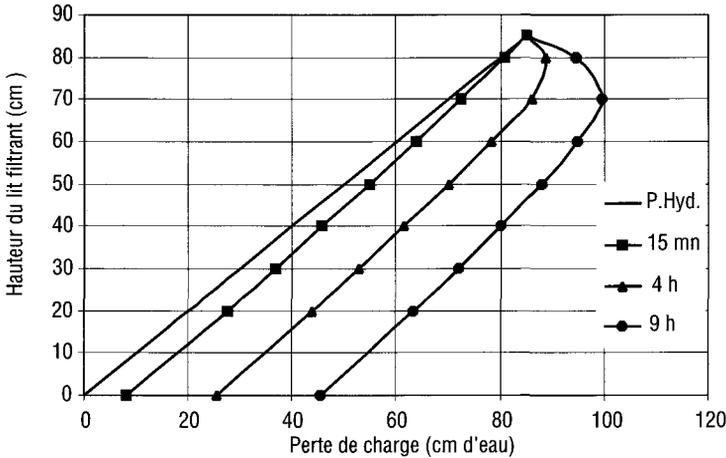
*Variation of head loss against filtration time and Al/P mass ratios.*

Dans le cas du rapport optimal Al/P = 2, la rétention a lieu dans les 35 premiers centimètres (partie curviligne du profil de la perte de charge à  $t = 9$  heures), soit 41 % de l'épaisseur totale du filtre (figure 6) : plus de la moitié de la partie basse du lit filtrant reste propre.

### Influence du gradient de vitesse G

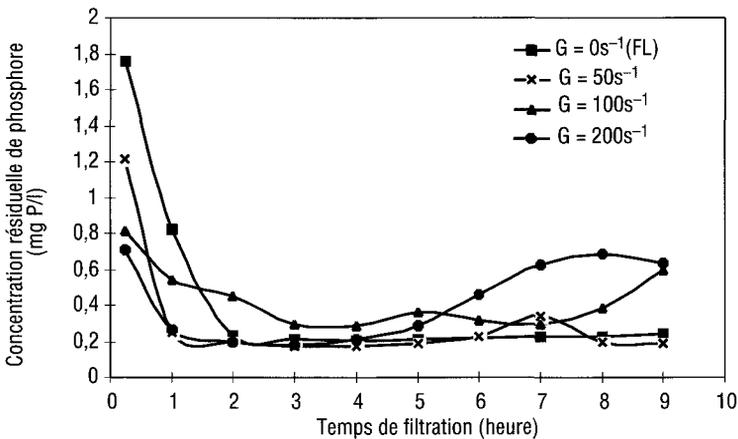
Les conditions d'agitation jouent un rôle très important dans le processus de floculation (MIYANAMI *et al.*, 1982 ; FRANÇOIS, 1987 ; ELMALEH et JABBOURI, 1991 ; CHEN *et al.*, 1997), c'est la raison pour laquelle différentes valeurs de G ont été testées en fixant Al/P = 2 (figure 7). On observe que pour la valeur de  $G = 50$  s<sup>-1</sup>, les concentrations résiduelles en phosphore sont inférieures à 0,25 mg/l. Par ailleurs, on note, en général, une diminution rapide de la concentration du phosphore dans la première heure de filtration ce qui correspond à la

période de maturation du filtre. Aussi, on remarque aussi que la filtration en ligne ( $G = 0$ ) est applicable : les efficacités de rétention de phosphore à partir de la deuxième heure de filtration sont sensiblement les mêmes que celles obtenues pour  $G = 50 \text{ s}^{-1}$ . L'utilisation de la filtration en ligne est justifiée également par l'évolution du développement de la perte de charge qui est pratiquement identique dans les deux cas :  $G = 0$  et  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  (figure 8).



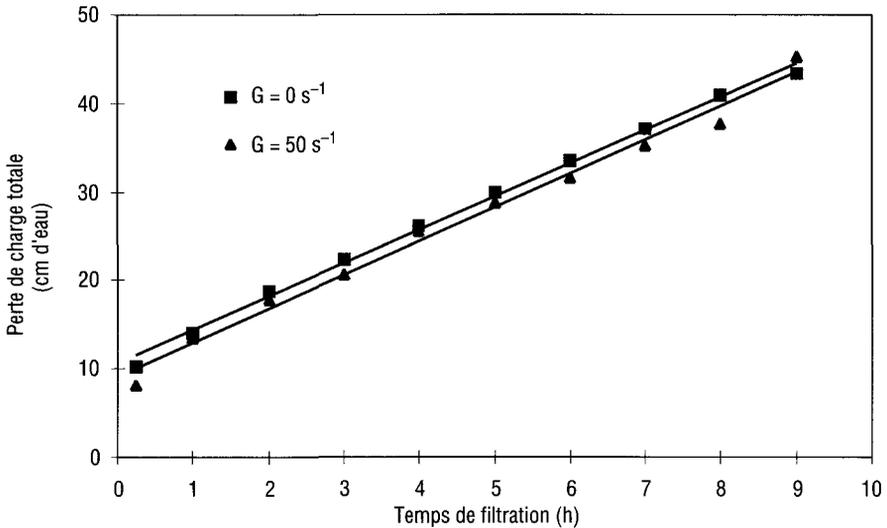
**Figure 6** Évolution des profils de perte de charge en fonction de la hauteur du lit de sable pour différents temps de filtration ( $Al/P = 2$  ;  $V_f = 5 \text{ m/h}$  ;  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  ;  $T_f = 10 \text{ min}$  ;  $\text{pH} = 6,5$  ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$ ).

*Evolution of head loss profiles against sand bed height for different filtration times.*



**Figure 7** Variation de la concentration résiduelle de phosphore en fonction de temps de filtration pour différents gradients de vitesses  $G$  ( $Al/P = 2$  ;  $V_f = 5 \text{ m/h}$  ;  $T_f = 10 \text{ min}$  ;  $\text{pH} = 6,5$  ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$ ).

*Variation of phosphorus residual concentration against filtration time and gradient velocity  $G$ .*



**Figure 8** Variation de la perte de charge en fonction du temps de filtration pour  $G = 0$  et  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  ( $V_f = 5 \text{ m/h}$  ;  $A/P = 2$  ;  $T_f = 10 \text{ mn}$  ;  $\text{pH} = 6,5$  ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$ ).

*Variation of head loss against filtration time for  $G = 0$  and  $G = 50 \text{ s}^{-1}$ .*

Ce résultat est d'une grande importance tant sur la conception d'une unité de filtration que sur le coût de traitement de l'eau. En effet, la suppression du flocculateur réduira les coûts d'investissement, diminuera la consommation énergétique (absence d'agitation) et rendra l'installation plus compacte.

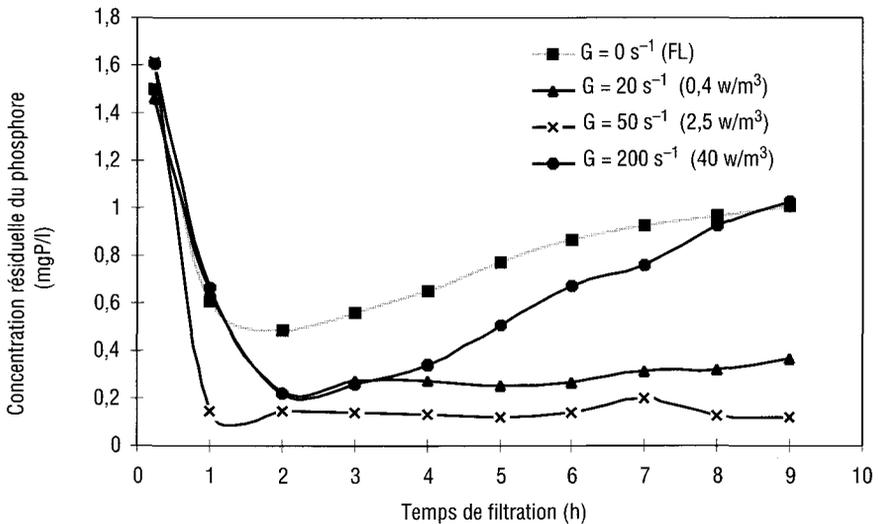
### 3.2 Vitesse de filtration : 10 m/h

Dans le but d'augmenter la hauteur active du filtre et d'obtenir un volume plus important d'eau traitée, la vitesse de filtration 10 m/h a été appliquée durant une deuxième série d'essais. L'incidence des paramètres précédemment évalués, sur la rétention du phosphore par filtration directe, a été étudiée à cette vitesse de filtration.

#### Influence du gradient de vitesse

Au cours de cette deuxième série d'expériences, l'effet de l'intensité d'agitation quantifiée par le gradient de vitesse  $G$  sur l'efficacité de rétention du phosphore a été mis en évidence pour le rapport optimal  $A/P = 2$ . Les résultats expérimentaux, illustrés par la figure 9, montrent que les faibles valeurs de  $G$  (20 et  $50 \text{ s}^{-1}$ ) c'est-à-dire une puissance dissipée de 0,4 et  $2,5 \text{ W/m}^3$  respectivement, conduisent à une meilleure élimination du phosphore. Les floccs formés sont mieux retenus dans le média filtrant. Leur cohésion serait plus forte et leur taille plus importante. Les valeurs de  $G$  (20 et  $50 \text{ s}^{-1}$ ) et du temps de floculation ( $t = 600 \text{ s}$ ) permettent de calculer le nombre adimensionnel  $Gt$ , appelé nombre ou critère de Camp (CAMP et STEIN, 1943). En floculation, la valeur optimale de

Gt est comprise entre les limites  $10^4$  et  $10^5$ . Les valeurs expérimentales de Gt sont égales à  $1,2 \cdot 10^4$  et  $3 \cdot 10^4$  pour ces deux valeurs du gradient de vitesse. Ces conditions favorables de floculation semblent expliquer la bonne rétention des floes dans le média filtrant et donc, une meilleure élimination du phosphore. Au-delà de  $Gt = 10^5$ , l'érosion des floes induit la formation d'agrégats plus fins, susceptibles de traverser le milieu filtrant ( $G = 200 \text{ s}^{-1}$ ;  $Gt = 1,2 \cdot 10^5$ ). On observe une percée du phosphore dès la troisième heure de filtration. Ensuite, la concentration du phosphore, dans l'eau filtrée, croît fortement en fonction du temps.



**Figure 9** Variation de la concentration résiduelle de phosphore en fonction du temps de filtration et du gradient de vitesse G ( $V_f = 10 \text{ m/h}$ ;  $Al/P = 2$ ;  $T_f = 10 \text{ mn}$ ;  $\text{pH} = 6,5$ ;  $C_p = 2 \text{ mg/l}$ ).

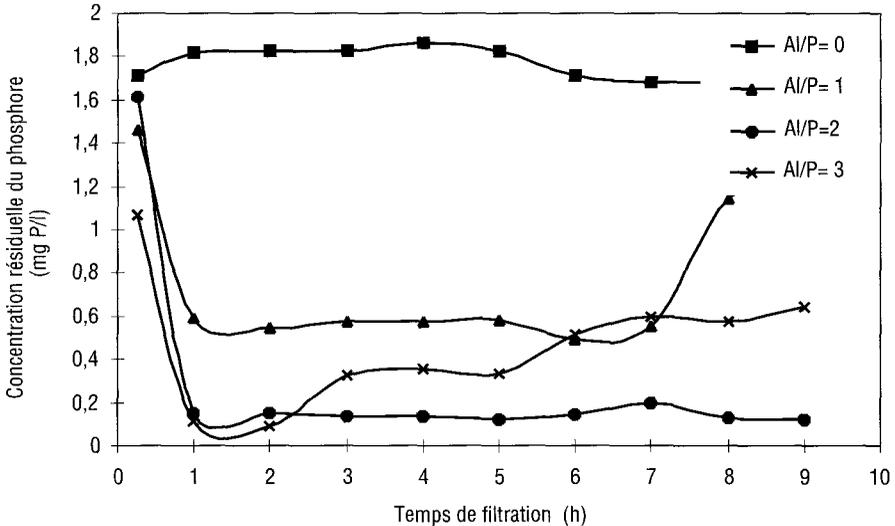
*Variation of phosphorus residual concentration against filtration time and velocity gradient G.*

Contrairement à la vitesse de filtration de 5 m/h, la filtration en ligne ne peut être appliquée : à l'instar de  $G = 200 \text{ s}^{-1}$ , on remarque que la concentration du phosphore résiduel augmente aussi dès la deuxième heure de filtration. Dans le cas de la filtration en ligne, la détérioration de l'efficacité de l'élimination du phosphore peut être expliquée par la mauvaise formation des floes, à cause des temps de passage courts de l'eau dans le milieu poreux (2 min environ, en comparaison aux 10 min dans le flocculateur en filtration directe).

En revanche, pour  $G = 50 \text{ s}^{-1}$  les concentrations résiduelles restent inférieures à 0,2 mg/l durant tout le cycle de filtration, ce qui correspond à des efficacités de l'ordre de 90 %. C'est la raison pour laquelle, cette dernière valeur de G sera considérée comme optimale et retenue pour la suite des expériences.

### Effet du rapport Al/P

L'évolution de la concentration du phosphore résiduel dans l'eau filtrée, en fonction du rapport massique Al/P, est présentée dans la figure 10.

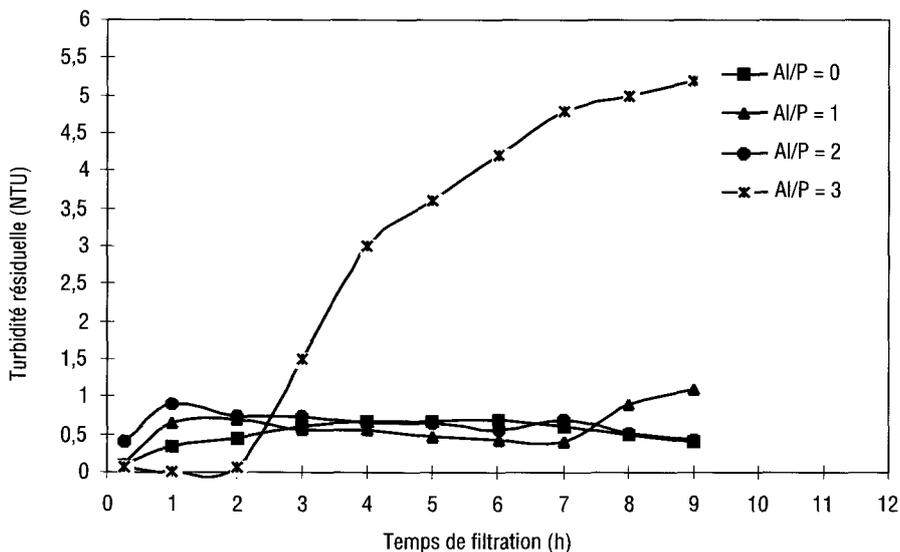


**Figure 10** Variation de la concentration résiduelle de phosphore en fonction du temps de filtration et du rapport massique Al/P ( $V_f = 10$  m/h ;  $G = 50$  s<sup>-1</sup> ;  $T_f = 10$  min ; pH = 6,5 ;  $C_p = 2$  mg/l).

*Variation of phosphorus residual concentration against filtration time and Al/P mass ratios.*

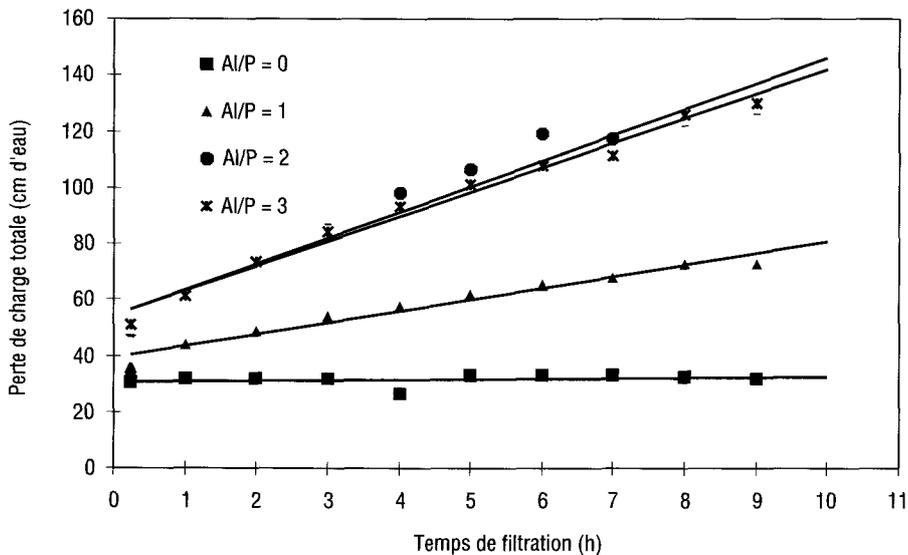
Le rapport Al/P = 2 conduit à de meilleures efficacités de rétention du phosphore. On peut affirmer que le rapport optimal Al/P est indépendant des deux vitesses testées. Par ailleurs, on remarque que la turbidité de l'eau filtrée est assez constante tant que le rapport est inférieur à 2 (figure 11). Par contre, quand Al/P = 3, on note une forte détérioration de la turbidité à partir de la deuxième heure de filtration. Cette turbidité est liée aux particules solides de phosphates et/ou d'hydroxyde d'aluminium. Tout surdosage en aluminium est indésirable : il augmente la turbidité résiduelle sans qu'il y ait amélioration de l'élimination du phosphore.

La variation de la perte de charge en fonction du temps de filtration est présentée dans la figure 12. Hormis, le rapport Al/P = 0 où la perte de charge reste constante (de l'ordre de 32 cm d'eau), en raison de l'absence de dépôts solides dans le média filtrant, le développement de celle-ci, en fonction du temps, est linéaire et révélateur d'une filtration en profondeur. Par ailleurs, la pente de la droite croît avec la dose du coagulant, la masse déposée est plus importante. La rétention des particules solides s'effectue dans les 60 premiers centimètres de la couche filtrante soit 70 % de sa hauteur totale. Ce résultat est nettement meilleur en comparaison avec celui observé dans le cas de la vitesse de 5 m/h.



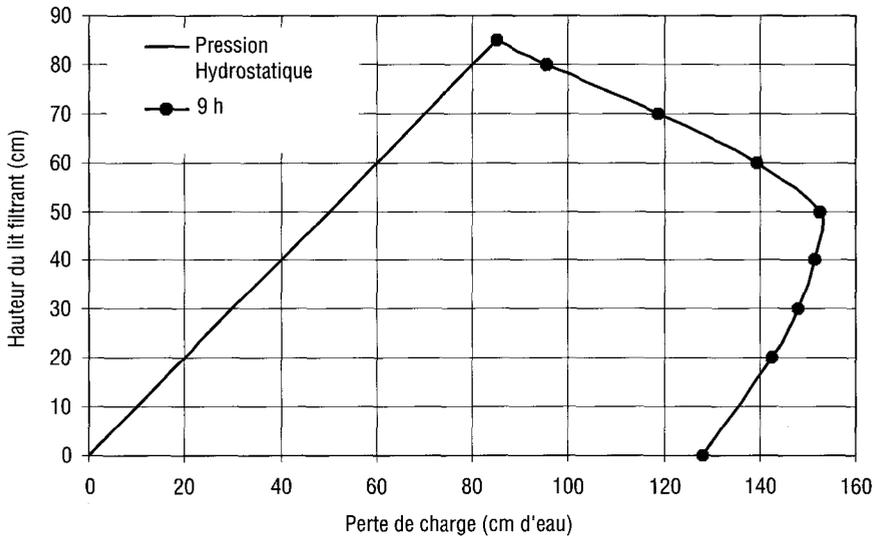
**Figure 11** Variation de la turbidité résiduelle en fonction du temps de filtration et du rapport massique Al/P ( $V_f = 10$  m/h ;  $G = 50$  s<sup>-1</sup> ;  $T_f = 10$  mn ; pH = 6,5 ;  $C_p = 2$ mg/l).

*Variation of residual turbidity turbidity against filtration time and Al/P mass ratios.*



**Figure 12** Variation de la perte de charge en fonction du temps de filtration pour les différents rapports massiques. ( $V_f = 10$  m/h ; Al/P = 2 ;  $G = 50$  s<sup>-1</sup> ;  $T_f = 10$  min ; pH = 6,5 ;  $C_p = 2$  mg/l).

*Variation of head loss against filtration time and Al/P mass ratios.*



**Figure 13** Évolution du profil de perte de charge, pour un cycle de filtration de 9 heures, en fonction de la hauteur du lit de sable ( $V_f = 10$  m/h ;  $Al/P = 2$  ;  $G = 50$  s<sup>-1</sup> ;  $T_f = 10$  min ;  $pH = 6,5$  ;  $C_p = 2$  mg/l).

*Evolution of head loss profile, for a filtration cycle of 9 hours, against the height of sand bed.*

#### 4 – CONCLUSION

La déphosphatation d'une eau à faible turbidité par filtration directe, en continu sur lit de sable, permet de tirer les conclusions principales suivantes :

La vitesse de filtration est un des paramètres essentiels de la rétention des phosphates.

Le rapport massique  $Al/P = 2$  est optimal pour les deux vitesses de filtration : 5 et 10 m/h. Toute valeur supérieure à 2 augmente la perte de charge et crée une turbidité additionnelle dans l'eau traitée sans amélioration de la rétention du phosphore.

L'intensité de l'agitation est sans effet sur l'efficacité dans le cas de la vitesse de filtration de 5 m/h. L'application de la filtration en ligne est parfaitement justifiée, les efficacités obtenues à  $G = 0$  et  $G = 50$  s<sup>-1</sup> sont comparables et, le développement de la perte de charge, en fonction du temps de filtration, est pratiquement identique. En revanche à 10 m/h, l'agitation dans le flocculateur devient nécessaire et la filtration en ligne beaucoup moins efficace.

Enfin, toute agitation intense ( $G > 100$  s<sup>-1</sup>) dans le flocculateur n'a pas d'effet positif sur l'élimination du phosphore et conduit à une réduction du cycle de filtration.

**RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

- AGENCES FRANÇAISES DE L'EAU, 1994. L'assainissement des agglomérations : Techniques d'épuration actuelles et évolutions. Document réalisé par les Agences de l'eau et le Ministère de l'Environnement, n° 27, 95-101.
- ANDERSON D.T., HAMMER M.J., 1973. Effets de alum addition on activated sewage biota. *Water and Sewage Works* 120, (1) 63-67.
- AMIRTHARAJAH A. et MILLS K.M., 1980. Annual conference proc., water for word-challenge of the 80's, part 1 session 1-20.
- BERNHARDT H., 1981. Scaling-up, flocculation and filtration plant. The practical theory of flocculation processes. Proceeding of a joint Seminar, Institut Voor Industriële Scheikunde (K.U. Leuven), 75-102.
- BRETT S., GUY J., MORSE J., LESTER J.N., 1997. Phosphorus removal and recovery technologies. *Env. and Water Resource Eng.* London, SW7 2BU, Ed.SP, 1-14.
- CAMP T.R., STEIN P.C., 1943. Velocity gradients and internal work in fluid motion. *J. Boston Soc. Civ. Engrs* 30, 219-237.
- CANN C., 1990. Le phosphore : de l'agriculture vers l'eau. *Inf. Tech. Cemagref* n° 80 note 1, 1-8.
- CHEN Y.C., JOSEPH F.A., MARCUS I.B., 1997. Direct measurement of structures in jar-test using PIV. *Journal of Environmental Engineering*, vol. 123, n° 2, 115-124.
- CLARK J.W., VIESSMAN W., HAMME M.J., 1977. *Water supply and pollution control*, 3<sup>e</sup> édition ; Copyright by Harper & Row, Publishers, Inc. 726-730.
- COMEAU Y., 1990. La déphosphatation biologique - procédés et conception. *Sciences et Techniques de l'Eau*, 23 (2), 199-219.
- ELMALEH S. et JABBOURI A., 1991. Flocculation energy requirement. *Water Research* vol. 25, n° 8, 939-943.
- FRANÇOIS R.J., 1987. Ageing of aluminium hydroxide flocs. *Water Research* vol. 21, n° 5, 523-531.
- HAMMER M.J., 1986. *Water and Wastewater Technology*, 2<sup>e</sup> édition ; Copyright, by John Wiley & Sons, Inc., 488-492.
- KERLAN F., 1996. La pollution des eaux par les composés de l'azote et du phosphore, les moyens de lutte. *TSM. L'Eau*, 6, 289-294.
- LARK S.C., LAWLER D.F. et CUSHING R.S., 1992. *J. Am. Water Works Assoc.*, 84 (12) p. 61.
- LESQUEF A., SIBONY J. et ROGALLA F., 1990. Élimination de l'azote et du phosphore : État de l'art et perspectives d'avenir. *La mer et les rejets urbains*, Bendor, IFREMER. Actes et Colloques II, 53-72.
- MASSECHELEIN W.J., 1996. Processus unitaires du traitement de l'eau potable. Éditions CEBEDOC sprl Liège, 198-199.
- MENANTEAU T., 1990. Élimination du phosphore dans les eaux résiduaires par précipitation simultanée alcaline. *L'Eau, l'Industrie, les Nuisances*, 135, 37-40.
- MIYANAMI K., TOJO K., YOKOTA M., FUJIWARA Y. et ARATANI T., 1982. Effet of mixing on flocculation. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 21, 132-135.
- NARASIAH K.S., MORASSE C. et LEMAY J., 1991. Nutrient removal from aerated lagoons using alun and ferric chloride - A case study. *Wat. Sci. Tech.* (23), 1563-1572.
- SNOEYINK V.L. et JENKINS D.L., 1980. Aluminium phosphate precipitation. « *In Water Chemistry* », John Wiley and Sons, New-York, 279-282.
- YEOMAN S., STEPHENSON T. et al., 1988. The removal of phosphorus during water treatment: a review. *Env. Pollut.*, 49, 183-223.