

# Etude par capteur optique du dépôt formé lors de la filtration d'une suspension de bentonite sur fibre creuse

## Study with an optical sensor of the deposit formed during filtration of a bentonite suspension through an hollow fiber filter

S. Bourden, R. Ben Aim et M. Mietton-Peuchot

Volume 6, numéro 2, 1993

URI : <https://id.erudit.org/iderudit/705169ar>

DOI : <https://doi.org/10.7202/705169ar>

[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 ce compte rendu

Bourden, S., Ben Aim, R. & Mietton-Peuchot, M. (1993). Compte rendu de [Etude par capteur optique du dépôt formé lors de la filtration d'une suspension de bentonite sur fibre creuse]. *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, 6(2), 115–129. <https://doi.org/10.7202/705169ar>

Résumé de l'article

Lors de la filtration sur fibres creuses de suspensions de bentonite, il a été mis en évidence que le facteur limitant est la formation d'un dépôt à la surface de la fibre.

Parlant de ces considérations, un dispositif optique a été mis au point pour suivre l'évolution spatio-temporelle du dépôt en cours de filtration sur fibre creuse à peau externe.

Ainsi, il a pu être mis en évidence que l'influence de la vitesse d'écoulement n'est sensible qu'après un certain temps de filtration ou un certain volume filtré.

Dans le domaine testé des faibles vitesses d'écoulement, il existe une période initiale où la loi de filtration sur gâteau est applicable. Dans le cas de fibres creuses à peau externe, l'optimum technique (productivité maximale) ou économique (coût minimal du m<sup>3</sup> traité) serait donc plus à rechercher dans une optimisation de la séquence filtration-lavage que dans une augmentation de la vitesse d'écoulement.

L'efficacité du réentraînement du dépôt lors du lavage peut être suivie grâce à l'équipement et au capteur développés.

# Etude par capteur optique du dépôt formé lors de la filtration d'une suspension de bentonite sur fibre creuse

Study with an optical sensor of the deposit formed during filtration of a bentonite suspension through an hollow fiber filter

S. BOURDEN<sup>1</sup>, R. BEN AIM<sup>2</sup>, M. MIETTON-PEUCHOT<sup>1</sup>

---

Reçu le 15 janvier 1991, accepté pour publication le 15 janvier 1993\*.

## SUMMARY

Use of membranes (MF or UF) for water treatment is now developed at an industrial scale. This approach is considered as a good solution to deal with the periodic strong increases in suspended solids contents which occur in karstic aquifers.

Under these conditions, the main contribution to the growth of hydraulic resistance is related to the formation of a deposit on the membrane surface.

Thus, an experimental study was performed at the laboratory scale in order to perform on line characterization of deposit formation during the filtration of a bentonite suspension through a hollow fiber.

The filtration module is transparent and contains only one hollow fiber with its external skin.

An optical device formerly developed was used as a sensor : a horizontal laser beam is focussed at the surface of the hollow fiber which is held perpendicular to the beam and can be moved step by step in the micrometric range.

Experiments were performed with a bentonite suspension (concentration 0.375 kg/m<sup>3</sup>) and under different operating conditions :

- dead end filtration and crossflow filtration with velocities up to 0,30 m/s in the annular space (which means  $Re \approx 2000$ , velocity gradient  $\approx 1000 \text{ S}^{-1}$ , shear stress  $\approx 1 \text{ Pa}$ ) ;
- transmembrane pressure between 85 and 185 Kpa.

---

1. Laboratoire de génie chimique, INPT-CNRS Chemin de la Loge, 31078 Toulouse, France.  
2. Département de génie chimique, UTC, 60206 Compiègne, France.

\* Les commentaires seront reçus jusqu'au 21 décembre 1993.

Communication présentée par S. BOURDEN à la journée « Jeunes chercheurs » du GRUTTEE, le 28 septembre 1990 à Poitiers.

One of the main conclusions of this study is that influence of the velocity appears only after an initial period during which the growth of the deposit and the filtrate flowrate variation with time are in agreement with the equations of dead end filtration at constant pressure.

Thus a combination of dead end filtration and periodic backwash for removing the deposit might be the best solution for getting the highest productivity with minimal energy consumption.

These optimal conditions may be simulated using the equations of dead end filtration at constant pressure and making the assumption that the backwashing is fully efficient.

The experimental study of backwashing, using the optical sensor for measuring the diameter of the fiber after each backwashing, proves that this assumption is correct and that it is possible to get a steady mean filtrate flux by periodic backwashing.

From the theoretical study, the optimal duration of the filtration period is rather short (about 10 minutes) but the decline after the maximum is very small, which means that the filtration period may be longer without significative variation of the productivity.

Thus the method presented here is able, if applied to actual raw water, to give technical and economical elements of comparison between dead end filtration with periodic backwashing and crossflow filtration.

**Key-words :** *membrane filtration, backwash, deposit formation.*

## RÉSUMÉ

Lors de la filtration sur fibres creuses de suspensions de bentonite, il a été mis en évidence que le facteur limitant est la formation d'un dépôt à la surface de la fibre.

Partant de ces considérations, un dispositif optique a été mis au point pour suivre l'évolution spatio-temporelle du dépôt en cours de filtration sur fibre creuse à peau externe.

Ainsi, il a pu être mis en évidence que l'influence de la vitesse d'écoulement n'est sensible qu'après un certain temps de filtration ou un certain volume filtré.

Dans le domaine testé des faibles vitesses d'écoulement, il existe une période initiale où la loi de filtration sur gâteau est applicable.

Dans le cas de fibres creuses à peau externe, l'optimum technique (productivité maximale) ou économique (coût minimal du m<sup>3</sup> traité) serait donc plus à rechercher dans une optimisation de la séquence filtration-lavage que dans une augmentation de la vitesse d'écoulement.

L'efficacité du réentraînement du dépôt lors du lavage peut être suivie grâce à l'équipement et au capteur développés.

**Mots clés :** *microfiltration, contre lavage, formation du dépôt.*

## 1 - INTRODUCTION<sup>1</sup>

Les filières conventionnelles de purification de l'eau font appel à des techniques très anciennes (décantation, filtration) toutefois l'apparition des membranes est susceptible de provoquer de profonds changements.

Des membranes de microfiltration et d'ultrafiltration sont d'ores et déjà utilisées à l'échelle industrielle pour la production d'eau potable à partir d'eaux souterraines ou d'eau de surface, VIGNESWARAN *et al.* (1991), BERSILLON *et al.* (1989). Les membranes d'ultrafiltration présentent l'avantage de pouvoir retenir les particules, micro-organismes, colloïdes et même certaines macromolécules en une seule étape, sans altérer la qualité de l'eau, BALMAN *de* (1988). Bien que la filtration tangentielle crée des conditions favorables à un moindre colmatage, la rétention se traduit par la formation d'un dépôt qui joue un rôle essentiel dans la diminution du flux de filtrat et donc de la productivité, BAKER *et al.* (1985), LIU *et al.* (1991).

L'utilisation de suspensions modèles telles qu'une suspension de bentonite permet de simuler dans des conditions contrôlées la formation du dépôt en cours de filtration.

Un dispositif optique a été mis au point pour suivre l'évolution spatio-temporelle du dépôt formé au cours de la filtration d'une suspension de bentonite sur des fibres creuses à peau externe : les conséquences respectives d'une augmentation de la vitesse d'écoulement et de contre lavages périodiques peuvent ainsi être observées et quantifiées, BOURDEN *et al.* (1990), BOURDEN (1990).

## 2 - LE CAPTEUR OPTIQUE ET LA BOUCLE DE FILTRATION

### 2.1 Le capteur optique

Le module de filtration contenant une seule fibre est mis en place sur un banc optique de telle façon que la fibre soit horizontale et perpendiculaire à un axe également horizontal défini par une source laser et un photomultiplicateur.

Le module peut se déplacer verticalement grâce à une vis micrométrique qui permet de mesurer ce déplacement au micron près.

Initialement le faisceau laser est focalisé sur la génératrice supérieure de la fibre. Tout dépôt à la surface de la fibre se traduit par une variation du signal fourni par le photomultiplicateur.

---

1. Voir notations p. 128.

A des périodes successives  $\Delta t$  après le début de la filtration, la fibre est déplacée ( $\Delta z$ ) grâce à la vis micrométrique de façon à réobtenir la valeur initiale du signal. La variation de la côte  $\Delta z$  est prise égale à la variation d'épaisseur du dépôt pendant le temps  $\Delta t$ . Cette méthode a déjà fait l'objet d'une description détaillée, BAKER *et al.* (1985), LIU *et al.* (1991).

### 3 - INFLUENCE DE LA VITESSE DE CIRCULATION

#### 3.1 Les conditions opératoires

La bentonite utilisée lors des essais provient d'un lot unique. La suspension à la concentration souhaitée (0,375 g/l) est obtenue par dilution d'une solution concentrée (15 g/l) mise en agitation pendant 24 heures avant dilution. Les expériences ont été réalisées à plusieurs pressions transmembranaires de 40 à 185 kPa et plusieurs vitesses  $v$  variant de 0 à  $0,3 \text{ ms}^{-1}$  dans un module cylindrique monofibre (longueur 22 cm, diamètre intérieur 7 mm). Les différentes fibres employées ont été fournies par le Laboratoire Membranes de la Lyonnaise des Eaux : elles ont les mêmes caractéristiques géométriques (diamètre intérieur de 1 mm) et la même résistance hydraulique ( $2 \cdot 10^{-12} \text{ m}^{-1}$ ).

#### 3.2 Résultats et interprétation

Le nombre de Reynolds calculé en utilisant le diamètre hydraulique ( $d_H = 6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$ ) varie entre 0 et 1800 dans la gamme de vitesse considérée : l'écoulement reste laminaire. Pour une vitesse de circulation de  $0,3 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ , le gradient de vitesse à la paroi de la membrane est de  $1000 \text{ s}^{-1}$  environ et la contrainte tangentielle de 1 Pa.

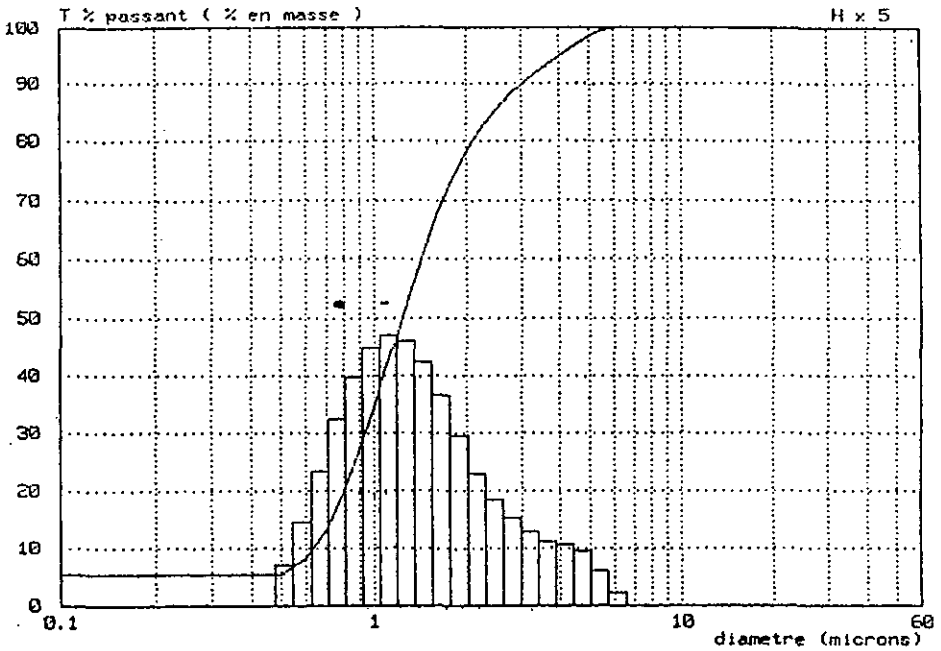
La distribution granulométrique des particules en suspension diluée a été établie par compteur Coulter (*fig. 1*).

- Les résultats sont regroupés sur les figures 2 et 3 où l'on distingue :
- d'une part les expériences en filtration « frontale » ( $v = 0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ),
  - d'autre part en filtration tangentielle.

##### 3.2.1 Filtration frontale

La figure 2 rassemble les courbes représentatives de la variation d'épaisseur en fonction du volume filtré pour les différentes pressions transmembranaires utilisées en filtration frontale : le volume filtré a été ramené à l'unité d'aire de membrane de façon à avoir une représentation plus générale directement utilisable pour un module multifibre.

Cette variation est quasi-linéaire quelque soit la pression. Ceci s'explique de la façon suivante : en filtration frontale, la masse de gâteau déposé est proportionnelle au volume de filtrat.



Diamètre median : 1,24 microns  
 Diamètre à T = 10 % : 0,63 microns et T = 90 % : 3,03 microns  
 Surface totale : 45,9

D	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
T%	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	8,1	13,4	20,0	27,2	34,3
D	1,1	1,2	1,3	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,5	2,8
T%	41,2	47,6	53,4	58,6	67,3	73,6	78,3	81,7	85,4	88,3
D	3,1	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0	8,0
T%	90,5	92,7	94,8	96,7	98,5	99,6	100,0	100,0	100,0	100,0

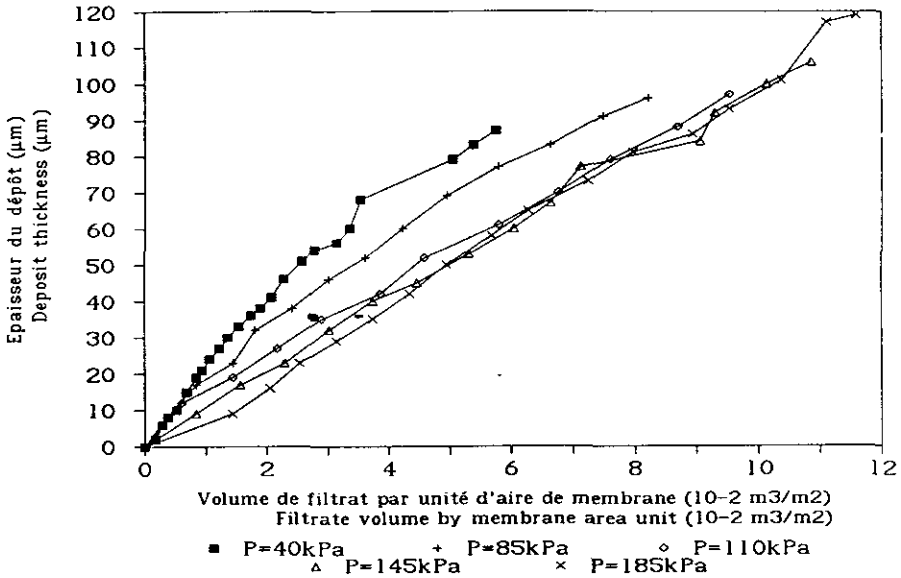
Figure 1 Distribution granulométrique de la bentonite.  
*Particle size distribution of the bentonite suspension.*

Ceci est naturel dans le cas de la formation d'un dépôt incompressible mais également avec un dépôt compressible comme celui formé par la bentonite. En effet, même pour un dépôt compressible, la porosité moyenne n'est fonction que de la pression exercée et non de l'épaisseur, YIM (1984). En conséquence, les deux relations :

$$M_d = W V \tag{1}$$

et 
$$M_d = \Omega Z (1 - \epsilon) \rho_s \tag{2}$$

continuent d'être valables et conduisent à une proportionnalité entre le volume de filtrat et l'épaisseur du dépôt.



**Figure 2** Evolution de l'épaisseur du dépôt en fonction du volume de filtrat par unité de surface (Bentonite CECA 0,375 g/l,  $v = 0 \text{ ms}^{-1}$  pour différentes pressions transmembranaires).

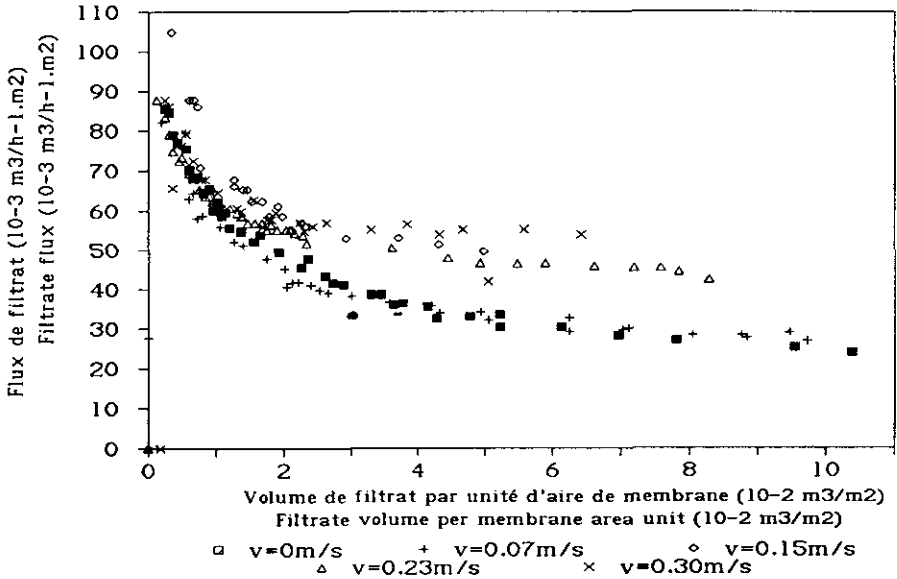
*Variation of the thickness of the deposit with the volume of filtrate by membrane area unit at different transmembrane pressures, Bentonite CECA 0.375 kg/m<sup>3</sup>, dead end filtration.*

### 3.2.2 Filtration tangentielle

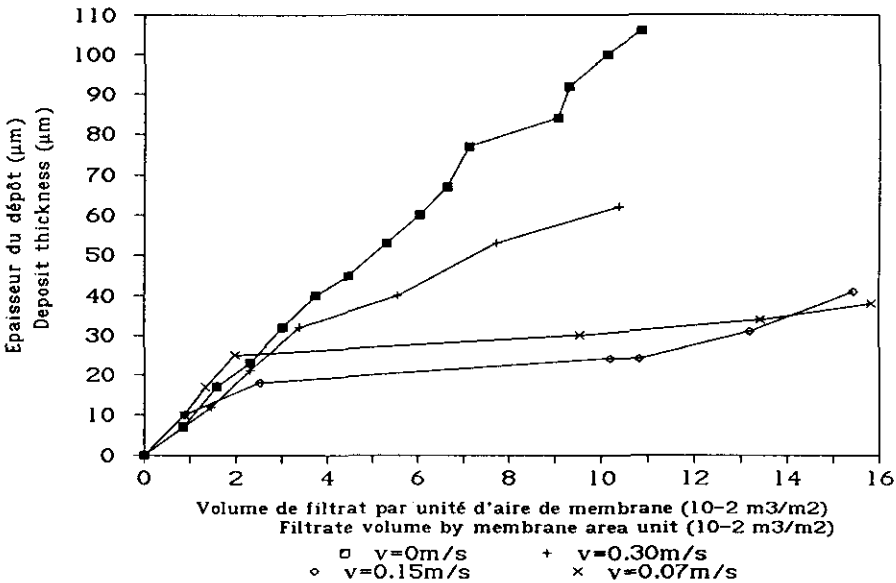
La figure 3a donne un exemple de la variation du débit de filtrat en fonction du volume pour les différentes vitesses d'écoulement utilisées dans le cas où la pression transmembranaires est de 150 kPa.

On remarque que l'augmentation de la vitesse de circulation au-delà d'une vitesse comprise entre  $0.07$  et  $0.15 \text{ m.s}^{-1}$  ( $500 < \text{Re} < 1000$ ), se traduit par une augmentation sensible du débit de filtrat, LIU (1992).

L'évolution de l'épaisseur du dépôt en fonction du volume filtré (fig. 3b) confirme cette tendance puisque le dépôt est plus épais à  $v = 0,07 \text{ m.s}^{-1}$  qu'aux vitesses d'écoulement supérieures pour un même volume filtré. On remarque également que l'épaisseur du dépôt a tendance à se stabiliser, cette stabilisation étant fonction des conditions opératoires. La différence de comportement avec la filtration frontale est clairement mise en évidence dans la figure 3b.



**Figure 3a** Variation du débit de filtrat en fonction du temps pour différentes valeurs de la vitesse d'écoulement (Bentonite CECA  $0,375 \text{ kg/m}^3 - \Sigma P = kPa$ ).  
*Variation of filtrate flux with the filtrate volume (by membrane area unit) for different values of the velocity (Bentonite CECA  $0.375 \text{ kg/m}^3 - \Delta P = 150 \text{ kPa}$ ).*



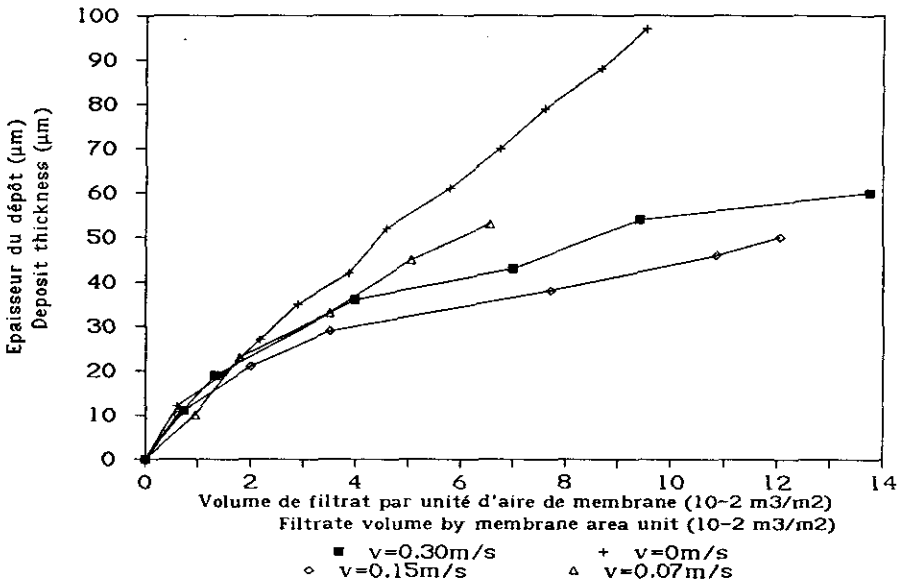
**Figure 3b** Evolution de l'épaisseur du dépôt en fonction du volume de filtrat par unité de surface pour différentes valeurs de la vitesse d'écoulement (Bentonite CECA  $0,375 \text{ kg/m}^3 - \Delta P = 150 \text{ kPa}$ ).  
*Evolution of the deposit thickness with the filtrate volume (by membrane area unit) for different values of the velocity (Bentonite CECA  $0,375 \text{ kg/m}^3 - \Delta P = 150 \text{ kPa}$ ).*



### 3.3 Modélisation en début de filtration

Pendant les premières minutes de la filtration, la variation observée du débit de filtrat et de l'épaisseur du dépôt paraît indépendante de la vitesse de circulation (fig. 4). Cette variation devrait donc pouvoir être représentée par l'équation de la filtration frontale à pression constante :

$$q_f = \frac{dv}{dt} = \frac{1}{\frac{\mu R m}{\Omega \Delta P} + \frac{\mu \alpha w}{\Omega^2 \Delta P} v} \quad (3)$$



**Figure 4** Evolution de l'épaisseur du dépôt en fonction du volume de filtrat par unité de surface pour différentes valeurs de la vitesse d'écoulement (Bentonite CECA 0,375 kg/m<sup>3</sup> - ΔP = 100 kPa).

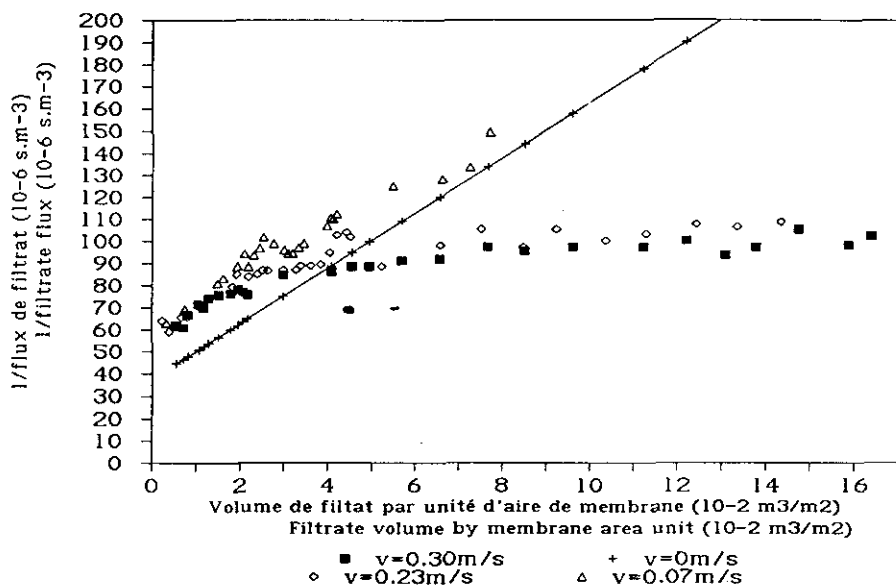
*Evolution of the deposit thickness with the filtrate volume (by membrane area unit) for different values of the velocity (Bentonite CECA 0,375 kg/m<sup>3</sup> - ΔP = 100 kPa).*

Sur la figure 5, on observe bien une relation linéaire conformément à l'équation entre  $1/q_f$  et  $V$  pendant la période initiale de filtration :

- la pente est la même quelle que soit la vitesse de circulation : elle caractérise la résistance spécifique du dépôt formé,

- dans les conditions opératoires choisies ( $\Delta P = 100$  kPa,  $0 < v < 0.3$  m.s<sup>-1</sup> soit  $0 < Re < 2000$ ) le volume filtré pendant cette période initiale est d'environ 0.02 m<sup>3</sup> par m<sup>2</sup> de surface filtrante.

Ce comportement permet d'envisager un fonctionnement associant une période courte de filtration frontale à un contre lavage : ces conditions pourraient s'avérer plus avantageuses notamment sur un plan énergétique, que la filtration tangentielle, HUNT (1985).



**Figure 5** Essai de modélisation du débit de filtrat par le modèle de filtration sur gâteau pour différentes valeurs de la vitesse d'écoulement (Bentonite CECA 0,375 kg/m<sup>3</sup> - ΔP = 100 kPa).

*Modelization of filtrate flux by the model of cake filtration for different values of the velocity (Bentonite CECA 0.375 kg/m<sup>3</sup> - ΔP = 100 kPa).*

## 4 - ÉTUDE DU CONTRE LAVAGE

### 4.1 Le contre lavage

Le contre lavage périodique est une des méthodes utilisées pour éliminer le dépôt formé sur la surface filtrante dans le but d'obtenir un débit moyen de filtrat plus élevé et donc une meilleure productivité.

L'opération de contre lavage consiste à appliquer périodiquement et pendant une durée courte comparée au temps de filtration, une pression du côté du filtrat de façon à éliminer le dépôt formé sur la surface filtrante.

### 4.2 Etude expérimentale grâce au capteur optique

Le capteur optique a été utilisé :

- pour mesurer l'épaisseur du dépôt en cours de filtration,
- pour mesurer le diamètre de la fibre après chaque contre lavage pour savoir si tout le dépôt a été éliminé.

Les essais de contre lavage ont été réalisés dans les conditions expérimentales suivantes :

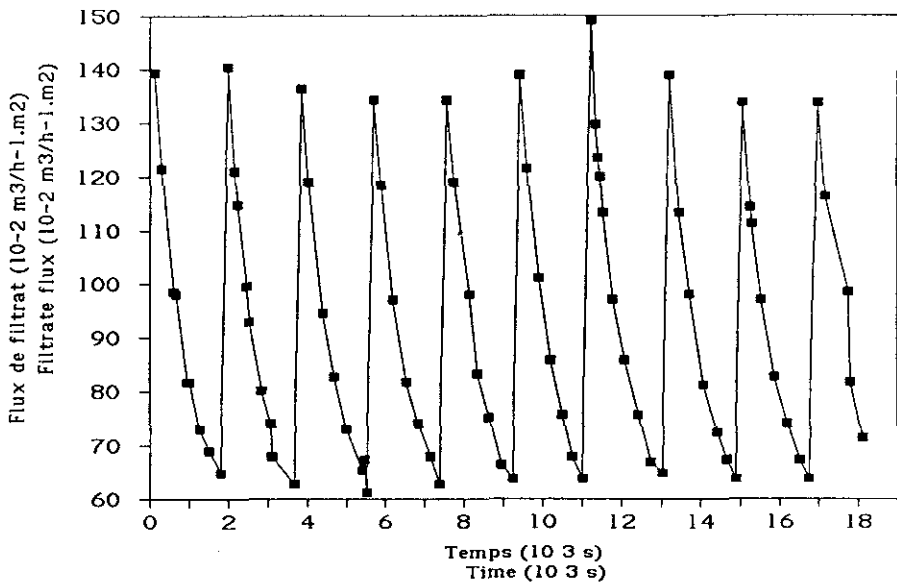
- filtration d'une suspension de bentonite CECA à  $0.345 \text{ kg.m}^{-3}$  à :
  - $v = 0.07 \text{ m.s}^{-1}$
  - $\Delta P = 100 \text{ kPa}$ .

Conditions opératoires du contre lavage :

- $\Delta P_1 = 100 - 200 \text{ kPa}$
- $t_f = 60 \text{ s}$
- $t_f = 900 - 1800 - 2700 \text{ s}$

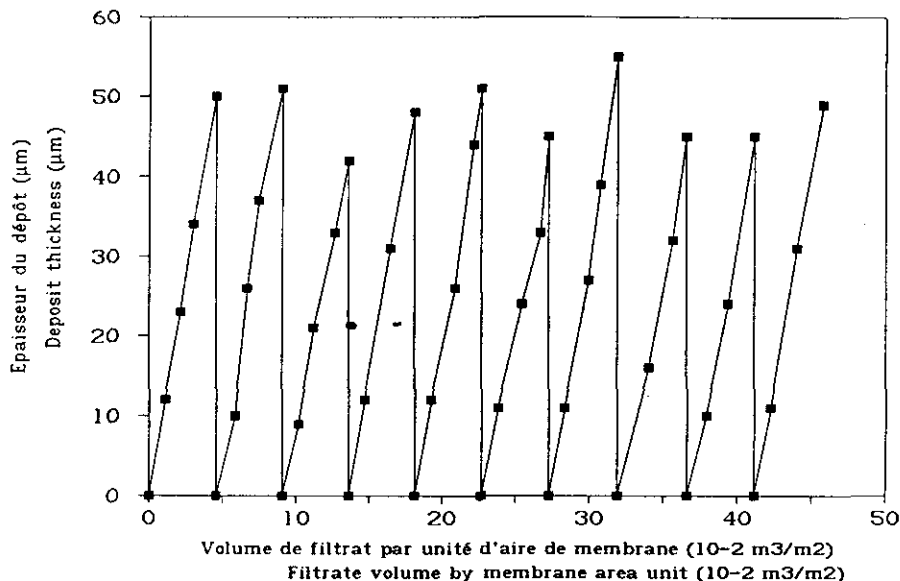
Cette première étude a mis en évidence que le contre lavage est efficace quel que soit  $\Delta P_1$  ou  $t_f$  dans ces conditions expérimentales. Les figures 6 et 7 rassemblent des exemples de courbes obtenues dans le cas où  $\Delta P_1 = 200 \text{ kPa}$  et  $t_f = 1800 \text{ s}$ . Par ailleurs, sur le tableau 1 sont regroupées les mesures des diamètres de la fibre après chaque contre lavage ce qui donne une idée du dépôt resté sur la membrane, le diamètre moyen de la fibre étant  $0.982 \text{ mm}$ . L'erreur sur la mesure du diamètre est de  $\pm 10 \mu\text{m}$ .

A partir de ces résultats, il est possible de trouver une valeur optimale du temps de filtration qui correspond à une production maximale d'eau filtrée.



**Figure 6** Evolution du débit de filtrat au cours des contre lavages à  $\Delta P_1 = 200 \text{ kPa}$  et  $t_f = 30 \text{ mn}$ .

*Evolution of filtrate flux with time after successive backwashing ( $\Delta P_1 = 200 \text{ kPa}$  et  $t_f = 30 \text{ mn}$ ).*



**Figure 7** Variation de l'épaisseur en fonction du volume par unité de surface au cours des contre lavages à  $\Delta P_i = 200$  kPa et  $t_i = 30$  mn.  
*Variation of the deposit thickness with filtrate volume by membrane unit area during successive backwashing ( $\Delta P_i = 200$  kPa et  $t_i = 30$  mn).*

**Tableau 1** Mesure du diamètre de la fibre après chaque contre lavage (Bentonite CECA 0,345 kg/m<sup>3</sup>,  $v = 0,07$  m/s,  $\Delta P = 100$  kPa,  $\Delta P_i = 200$  kPa,  $t_i = 30$  mn).

**Table 1** Measurement of the fiber diameter after each backwashing (Bentonite CECA 0.345 kg/m<sup>3</sup>,  $v = 0.07$  m/s,  $\Delta P = 100$  kPa,  $\Delta P_i = 200$  kPa,  $t_i = 30$  mn).

Numéro d'identification du contre lavage Identification number of the backwashing	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Diamètre de la fibre (mm) fiber diameter (mm)	0,991	0,993	0,989	0,993	0,997	0,999	1,000	0,995	1,001	0,997

### 4.3 Détermination de l'optimum

Lors de la filtration et du contre lavage les paramètres les plus importants sont :

- la durée de filtration  $t_f$
- la pression transmembranaire  $\Delta P$
- la pression de contre lavage  $\Delta P_i$
- la durée de contre lavage  $t_i$

Le débit moyen effectif  $\bar{q}$  tient compte de l'eau consommée pour le contre lavage :

$$\bar{q} = \frac{\bar{q}_f t_f - q_f t_f}{t_f + t_f} \quad (4)$$

avec :

$$\bar{q}_f = \frac{1}{V} \int_0^V \left( \frac{dV}{dt} \right) dV \quad (5)$$

Comme nous l'avons constaté auparavant, en début de filtration il est possible d'écrire :

$$\frac{dV}{dt} = \frac{1}{aV+b} \quad (6)$$

Par ailleurs :

$$q_f = \Omega R_f \cdot \Delta P_f \quad (7)$$

c'est-à-dire que pendant le contre lavage la résistance hydraulique est supposée égale à la résistance de la membrane propre). Il est donc possible de déterminer  $\bar{q}$ .

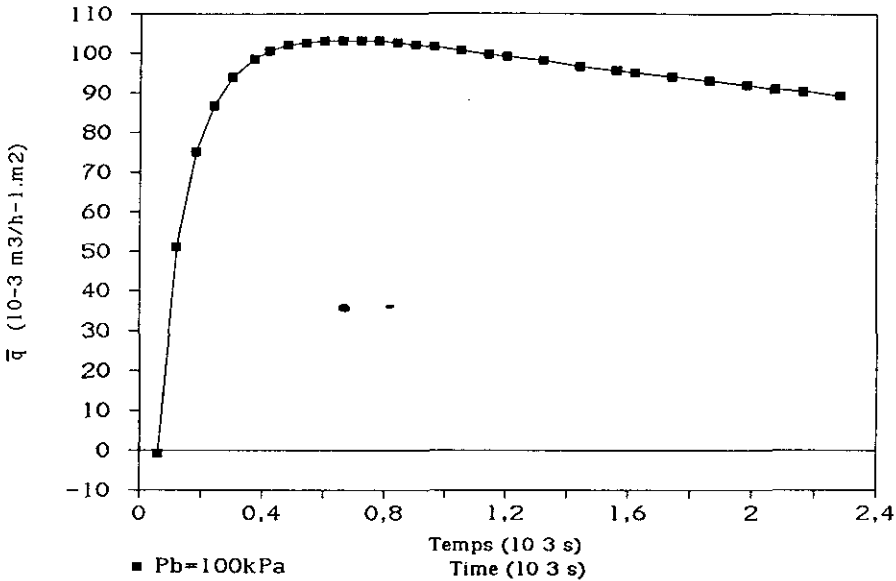
La figure 8 représente l'évolution du débit effectif moyen  $\bar{q}$  en fonction du temps de filtration pour  $t_f = 60$  s à  $\Delta P_f = 100$  k Pa. On constate que l'optimum est obtenu après un temps très court de filtration (de l'ordre de 10 minutes). Par ailleurs, on peut constater que l'optimum est en fait très aplati (la diminution de  $\bar{q}$  est très lente) ce qui signifie que l'augmentation du temps de filtration a une faible influence sur la productivité sous réserve que l'élimination du dépôt se fasse de façon identique et qu'il ne reste pas de dépôt résiduel (dans nos expériences nous avons vérifié que pour des pressions transmémbranaires  $\Delta P$  égales à 100 et 200 kPa il n'existe pas de dépôt résiduel jusqu'à 2700 s de filtration). Il est donc envisageable de définir les conditions de contre lavage en tenant compte d'autres paramètres tels que les résistances mécaniques des fibres, des vannes, etc.

Par ailleurs, nous avons également calculé  $\bar{q}$  en utilisant le volume de filtrat expérimental : le tableau 2 compare les résultats expérimentaux et ceux obtenus à l'aide de la modélisation. L'accord peut être considéré comme satisfaisant tant en ce qui concerne les valeurs absolues que la tendance.

**Tableau 2** Comparaison du flux effectif moyen lorsqu'il est calculé à l'aide du volume de filtrat expérimental (expérience) ou à l'aide du débit de filtrat modélisé (modèle) à  $\Delta P_f = 100$  kPa.

**Table 2** Comparison of the calculated and experimental values of the mean effective filtrate flux ( $\Delta P_f = 100$  kPa).

	$t_f = 900$ s		$t_f = 1800$ s	
	Expérience	Modèle	Expérience	Modèle
$\bar{q}$ ( $10^{-3}$ m <sup>3</sup> / h · m <sup>-2</sup> )	94	102	85	91



**Figure 8** Flux effectif moyen en fonction du temps de filtration pour  $\Delta P_f = 100$  kPa.  
 Variation of the mean effective flux  $q_f$  with time ( $\Delta P_f = 100$  kPa).

## 5 - CONCLUSION

L'utilisation d'un capteur optique a permis de suivre l'épaisseur (avec une précision de  $\pm 5 \mu\text{m}$ ) d'un dépôt de bentonite formé au cours d'une filtration sur fibre creuse à peau externe. Elle a donc apporté une information supplémentaire sur l'évolution spatio-temporelle de celui-ci.

En particulier, la formation initiale du dépôt est indépendante de la vitesse (dans la gamme de vitesses utilisée) et obéit à la loi de filtration sur gâteau. A condition de s'assurer de l'efficacité du contre lavage, il est donc possible de déterminer la productivité en fonction de la séquence filtration – contre lavage. Dans notre cas, l'optimum correspond à une faible durée de filtration (10 minutes environ) mais, s'agissant d'un optimum aplati, des considérations techniques pourront être prises en compte sans influencer de façon notable sur la productivité.

Par contre, au-delà de cette période initiale, l'influence de la vitesse de circulation apparaît : au-delà d'une certaine vitesse de circulation la stabilisation de l'épaisseur du dépôt a pu être observée avec comme conséquence une stabilisation du débit de filtrat.

## NOTATIONS

- $\Delta P$  : Pression transmembranaire (Pa)  
 $q_f$  : Débit de filtrat ( $m^3 \cdot s^{-1}$ )  
 $M_d$  : Masse des particules déposées (kg)  
 $R_m$  : Résistance hydraulique de la membrane ( $m^{-1}$ )  
 $t$  : Temps (s)  
 $V$  : Volume de filtrat ( $m^3$ )  
 $W$  : Masse de dépôt formé par unité de volume de filtrat ( $kg \cdot m^{-3}$ )  
 $Z$  : Epaisseur du dépôt (m)  
 $\alpha$  : Résistance spécifique du dépôt ( $m \cdot kg^{-1}$ )  
 $\varepsilon$  : Porosité du dépôt (-)  
 $\mu$  : Viscosité dynamique (Pa · s)  
 $\Omega$  : Aire de la surface filtrante ( $m^2$ )  
 $\rho_s$  : Masse volumique des particules en suspension ( $kg \cdot m^{-3}$ )

## Indice :

- f : Filtration  
 l : Contre lavage

## REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisé dans le cadre du G.D.R. « Filtration – Fibres Creuses » associant le CNRS à la Lyonnaise des Eaux.

## RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- BAKER R.J., FANE A.G., FELL C.J.D., YOO B.H., 1985. Factors affecting flux in crossflow filtration, *Desalination*, 53, 81-93.  
 BASIN A., 1991. Nouveau système de clarification d'eau par UF, Journée Internationale sur les Procédés à Membrane en Traitement d'eau, Eds GEPS, Toulouse, 39-48.  
 BERSILLON J.L., ANSELME C., MALLEVIALLE J., APTEL P., 1989. L'ultrafiltration appliquée au traitement de l'eau potable, *L'eau L'industrie Les Nuisances*, 61-64.  
 BALMAN de H., 1988. Utilisation de l'ultrafiltration dans le traitement de l'eau, thèse de Docteur Ingénieur, INP Toulouse.

- BOURDEN S., 1990. Caractérisation par capteur optique de l'évolution spatio-temporelle du dépôt formé lors de la filtration sur fibre creuse, thèse Docteur Ingénieur, INPT Toulouse.
- BOURDEN S., BEN AIM R., CABASSUD C., ANDRE J.C., 1990. A sensor for the characterization of deposit thickness during filtration, 5th World Filtration Congress, Nice (France).
- BOURDON F., BOURBIGOT H., FAIVRE M., 1988. Microfiltration tangentielle des eaux souterraines d'origine karstique, *L'Eau L'industrie Les Nuisances*, 121, 35-41.
- HUNT, 1985. The unsteady state modelling of crossflow microfiltration, *Desalination*, 64, 81-93.
- LIU M.G., 1992. Etude de la texture de la membrane et de son interaction avec des suspensions au cours d'une filtration dynamique, thèse Docteur, UTC Compiègne.
- LIU M.G., BEN AIM R., MIETTON-PEUCHOT M., 1991. Modelling of deposit formation on a rotating tubular membrane, Proc. 2nd ICIM, Montpellier (France).
- VIGNESWARAN S., VIGNESWARAN B., BEN AIM R., 1991. Application of microfiltration for water and waste water treatment, *Environmental Sanitation Reviews*, ENSIC, Eds Bangkok (Thaïlande).
- YIM S.S., 1984. Filtration sur gâteau compressible, thèse Docteur Ingénieur, INP Toulouse.