

## Article

---

« Modélisation de l'hydrodynamique d'un décanteur primaire de station d'épuration »

M. Roche, R. Bendounan et C. Prost

*Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, vol. 7, n° 2, 1994, p. 153-167.

Pour citer cet article, utiliser l'information suivante :

URI: <http://id.erudit.org/iderudit/705194ar>

DOI: 10.7202/705194ar

Note : les règles d'écriture des références bibliographiques peuvent varier selon les différents domaines du savoir.

---

Ce document est protégé par la loi sur le droit d'auteur. L'utilisation des services d'Érudit (y compris la reproduction) est assujettie à sa politique d'utilisation que vous pouvez consulter à l'URI <https://apropos.erudit.org/fr/usagers/politique-dutilisation/>

---

Érudit est un consortium interuniversitaire sans but lucratif composé de l'Université de Montréal, l'Université Laval et l'Université du Québec à Montréal. Il a pour mission la promotion et la valorisation de la recherche. Érudit offre des services d'édition numérique de documents scientifiques depuis 1998.

Pour communiquer avec les responsables d'Érudit : [info@erudit.org](mailto:info@erudit.org)

# Modélisation de l'hydrodynamique d'un décanteur primaire de station d'épuration

Wastewater treatment plant  
primary clarifier hydrodynamic modelling

N. ROCHE<sup>1,2</sup>, R. BENDOUNAN<sup>1</sup> et C. PROST<sup>1,2</sup>

Reçu le 14 septembre 1993, accepté le 27 janvier 1994\*.

## SUMMARY

The operating performances of wastewater treatment plant primary clarifiers essentially depend on hydraulic conditions. The aim of this paper is to characterize and to simulate the hydraulic flow regime of an existing sedimentation tank.

This study was carried out on a wastewater treatment plant primary clarifier. It is a circular clarifier of 3900 m<sup>3</sup> in volume, 42 m in diameter, 2.1 m in straight useful height, and, 2.1 m in height for the conical part. The inlet flow rate is between 1400 and 2700 m<sup>3</sup>/h, whereas the sequential (3 primary clarifiers) sludge extraction flow rate is about 20 m<sup>3</sup>/h.

To characterize the liquid phase residence time distribution (RTD) in the clarifier, we did a tracing operation (pulse injection) with lithium chloride as tracer (20 kg of lithium chloride dissolved in 120 litres of tap-water). After the tracer injection, the lithium concentration at the outlet of the clarifier was measured as a function of time. During this experiment, we also followed the evolution of inlet flow rates and the suspended solid (SS) retention efficiency of the clarifier. For 350 min of experimental time, the recuperation of lithium was 92.7%.

The experimental RTD curve allowed us to develop a model for the primary clarifier hydrodynamics by association of elementary units (completely stirred reactors, CSTR) in series or in parallel. The transfer function in the LAPLACE domain,  $G(s)$ , and the mathematical expressions of the first order and second central order moments were determined for this model. The numerical simulation of RTD between the inlet and the outlet of the system was performed with the help of a general computer code which numerically calculates the RTD, using Fast Fourier Transformation techniques, from a given transfer function.

1. Laboratoire des Sciences du Génie Chimique, CNRS-ENSIC-INPL, BP 451, 54001 Nancy Cedex, France.
2. IUT - Université Nancy I, Le Montet, 54601 Villers-les-Nancy Cedex, France.

\* Les commentaires seront reçus jusqu'au 15 janvier 1995.

The hydrodynamic model proposed in this study matches very well with the experimental results. It comprises two branches associated in parallel. The first one, which is driven by an effluent flow rate fraction  $\alpha$  ( $\alpha=0,14$ ), is treated as 7 CSTR's in series of 77 m<sup>3</sup> in total volume. The second branch, which is driven by the remaining effluent flow rate fraction (1- $\alpha$ ), is composed of two modules associated in series. The first module, which characterizes a recycling zone, is treated as a CSTR of 645 m<sup>3</sup> in volume exchanging with a second CSTR of 1935 m<sup>3</sup> in volume, the exchanged flow rate fraction,  $\beta$ , being equal to 28. The second module of this branch, which characterizes a uniform flow zone, is represented by 7 CSTR's in series of 1183 m<sup>3</sup> in total volume.

These results are confirmed by the comparison of the first order and the second central order moments. Indeed, between  $t = 0$  and  $t = 350$  min., we find for the experimental curve  $\mu_1 = 127$  min and  $\mu_2' = 6957$ , and, for the proposed hydrodynamic model curve  $\mu_1 = 129$  min and  $\mu_2' = 7154$ , which are equivalent values.

Finally, the proposed hydrodynamic model makes possible the analysis of the primary clarifier performance with respect to suspended solid removal.

*Key-words : wastewater treatment, primary clarifier, hydrodynamic, modelling.*

## RÉSUMÉ

Les qualités de fonctionnement d'un décanteur primaire de station d'épuration d'eaux usées dépendent essentiellement de ses caractéristiques hydrauliques. Le but de ce travail est la caractérisation et la modélisation de l'hydrodynamique d'un décanteur réel d'une station d'épuration d'eaux usées urbaines.

Cette opération s'effectue par la détermination de la Distribution des Temps de Séjour (DTS) de la phase liquide du décanteur par traçage au chlorure de lithium. Simultanément, les évolutions des débits d'effluent à traiter et des rendements d'épuration en Matières En Suspension (MES) ont été suivis.

La courbe de DTS obtenue a permis une modélisation de l'hydrodynamique du décanteur primaire par des associations en série ou en parallèle de Réacteurs Parfaitement Agités (RPA). Le modèle hydrodynamique proposé, dont les résultats sont en très bonne concordance avec les résultats expérimentaux, est composé de 2 branches associées en parallèle : l'une traversée par une fraction  $\alpha = 0,14$  d'effluent entrant dans le décanteur est une cascade de 7 RPA d'un volume total de 77 m<sup>3</sup>. L'autre branche traversée par la fraction de débit restante (1- $\alpha$ ) est composée de 2 modules en série : le premier module, caractérisant une zone de recirculation, est un RPA de 645 m<sup>3</sup> en échange avec un second RPA de 1935 m<sup>3</sup>, la fraction de débit  $\beta$  échangée est de 28. Le deuxième module de cette branche, représentant un écoulement uniforme, est une cascade de 7 RPA d'un volume total de 1 183 m<sup>3</sup>.

Ce modèle hydrodynamique permet d'analyser les résultats obtenus quant à l'évolution des rendements d'épuration en MES mesurés dans le décanteur.

*Mots clés : traitement des eaux, décanteur primaire, hydrodynamique, modélisation.*

## INTRODUCTION

Les décanteurs primaires de station d'épuration ont pour principale fonction d'enlever une grande partie des matières en suspension contenues dans les effluents à traiter. Leur efficacité dépend essentiellement de leurs caractéristiques hydrauliques.

Certains auteurs tels que TAY et HEINKE (1983) et ABDEL-GAWAD et MCCORQUODALE (1984) caractérisent le fonctionnement hydraulique d'un décanteur primaire par la détermination des profils de vitesse du fluide le long du décanteur. Ceci permet en principe d'avoir tous les cas possibles d'écoulement à l'intérieur du décanteur, mais il est très difficile d'obtenir expérimentalement ces profils sur des ouvrages réels.

REBHUN et ARGAMAN (1965) et TEBBUTT (1969) ont introduit la notion d'efficacité hydraulique, caractérisée par la Distribution des Temps de Séjour (DTS) de l'effluent dans le réacteur. Ainsi AMBROSE *et al.* (1957) et SILVESTON (1969) montrent expérimentalement que la DTS est un indice révélateur dans la caractérisation de l'efficacité d'élimination de la pollution non dissoute d'un décanteur réel. La mesure et l'analyse de cette DTS est donc un bon moyen d'évaluer les performances réelles de ce procédé de séparation solide-liquide. Les travaux de VILLEMONTÉ *et al.* (1966) et de WOLF et RESNICK (1963) mettent en évidence l'impact de l'hydrodynamique sur les performances d'un décanteur et l'intérêt d'avoir un écoulement de type piston. En effet l'existence de zones mortes, de turbulences ou encore de courts-circuits se traduit inévitablement par une diminution de l'efficacité du décanteur. Malheureusement un écoulement de type piston n'est jamais complètement réalisé car il existe toujours une dispersion plus ou moins accentuée.

Le présent travail porte sur la caractérisation expérimentale, par traçage, et la modélisation, de la DTS de la phase liquide d'un décanteur réel d'une station d'épuration d'eaux usées urbaines. L'analyse et la modélisation de cette DTS font partie des méthodes classiques du génie chimique (VILLERMAUX, 1982). Elles consistent dans ce cas à associer des réacteurs idéaux en série ou en parallèle pour représenter théoriquement l'écoulement observé et déterminer la fonction de transfert correspondante. Celle-ci permet de comparer les informations contenues dans les courbes de DTS expérimentales et théoriques (les moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2) et les taux de restitution du traceur. Le modèle hydrodynamique est ensuite confronté aux performances mesurées d'élimination des matières en suspension (MES) du décanteur étudié.

## MATÉRIELS ET MÉTHODES

Le bassin sur lequel ont été effectuées les mesures est un bassin de décantation circulaire avec raclage par pont à entraînement périphérique (*fig. 1*) est alimenté gravitairement avec de l'eau dégrillée, dessalée et déshuilée. Ses dimensions sont les suivantes :

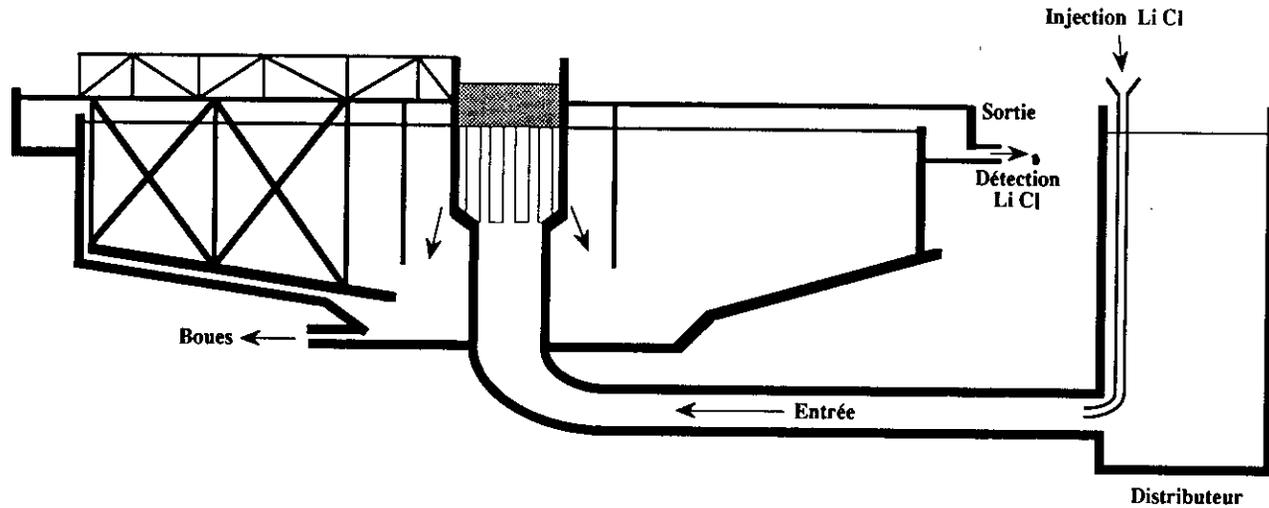
- diamètre = 42 m,
- hauteur utile droite = 2,1 m,
- hauteur du cône = 2,1 m,
- surface = 1 385 m<sup>2</sup>,
- volume = 3 900 m<sup>3</sup>.

Le temps de passage de l'eau à l'intérieur du décanteur varie entre 45 et 180 min pour des variations de débits de 1 400 à 2 700 m<sup>3</sup>/h. Un débit d'extraction des boues est appliqué de manière séquentielle sur les 3 décanteurs primaires de la station d'épuration et il est de l'ordre de 20 m<sup>3</sup>/h.

La technique de mesure de la distribution des temps de séjour de la phase liquide que nous avons mis en œuvre, dans ce travail, consiste à utiliser un traceur dont on injecte une concentration donnée à l'entrée et dont on suit en fonction du temps la concentration à la sortie. Les molécules marquées du traceur ne doivent avoir évidemment aucune interaction avec les substances contenues dans le système mais doivent être assez proches de celles-ci afin d'avoir les mêmes propriétés d'écoulement. Le traceur peut être injecté de trois manières différentes : sous forme d'impulsion, d'échelon ou de façon quelconque.

Seule l'injection-impulsion était envisageable dans notre cas. Elle consiste à injecter dans un temps très court (< 1 % du temps de séjour moyen dans le système) une quantité donnée de traceur. Cette injection doit se faire sans perturber l'écoulement au sein du système. En particulier le traceur ne doit pas être injecté à trop forte concentration afin d'éviter la formation de courants de convection naturelle transitoires résultant d'un écart de densité entre le traceur et le fluide.

Le traceur choisi est le lithium sous forme de chlorure de lithium (LiCl) du fait de sa très faible adsorption sur des particules solides, de son seuil de détection très bas, de sa non toxicité et de sa quasi absence dans les eaux résiduaires urbaines (ROCHE, 1989). Il est injecté directement dans le tuyau d'alimentation du décanteur par l'intermédiaire d'un tube PVC (*fig. 1*). Le traçage a nécessité l'utilisation de 20 kg de LiCl dissous dans 120 litres d'eau. La concentration en lithium des échantillons filtrés et prélevés en sortie est mesurée par spectrométrie d'absorption atomique. Le dosage du lithium s'effectue avec une flamme Air-Acétylène (3 000 K) pour une longueur d'onde émise de 670,8 nm. Le domaine de linéarité de cette méthode est de 0 à 10 mg/l de Li pour une sensibilité de 1 % et un seuil de détection à 0,019 mg/l de Li.



**Figure 1** Schéma du décanteur primaire de la station d'épuration  
*Wastewater treatment plant primary settling tank.*

Pendant toute la durée de l'opération de traçage l'évolution des matières en suspensions (MES) à l'entrée et à la sortie du décanteur a également été suivie. La détermination de la concentration en MES s'effectue sur un échantillon de 100 ml qui est d'abord filtré (disques filtrants en fibres de verre). Le poids de matière retenue par le filtre est ensuite déterminé par pesée différentielle après un séchage à 105 °C.

Les valeurs des débits d'eaux usées  $Q$  entrant dans le décanteur primaire sont mesurées par un débitmètre à ultrason, en sortie de station. Ces valeurs nous sont données par l'exploitant.

## MODÉLISATION DE L'HYDRODYNAMIQUE

Un des critères de classement des réacteurs repose sur la nature de l'écoulement et le degré de mélange des réactifs et des produits au cours des réactions. La nature de l'écoulement peut avoir une grande influence sur le degré d'avancement et la conversion des réactifs. Dans un réacteur quelconque, le temps de séjour de chaque molécule dépend de son trajet, de la géométrie du réacteur... Il existe donc pour l'ensemble des molécules une distribution des temps de séjour (Villiermaux, 1982), que nous nous proposons de déterminer.

Les hypothèses suivantes sont supposées vérifiées :

- le fluide est incompressible,
- le débit de fluide traversant le système est constant durant l'expérience,
- le système étudié possède une seule entrée et une seule sortie à l'exclusion de toute fuite.

Soit  $M$  la quantité de traceur injectée dans le débit  $Q$ . La concentration  $C(t)$  du traceur mesurée à la sortie peut être normée et exprimée par la fonction  $E(t)$  qui représente la distribution des temps de séjour du fluide.

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (1)$$

On a ainsi :

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = 1 \quad (2)$$

Parmi toutes les informations contenues dans la DTS il est commode d'utiliser les premiers moments de cette distribution. Ceux-ci permettent d'atteindre à l'exclusion de toute modélisation des grandeurs telles que la valeur moyenne de la distribution, sa dispersion, etc. Le moment d'ordre  $n$  autour de l'origine est défini par la relation :

$$\mu_n = \int_0^{\infty} t^n E(t) dt \quad (3)$$

on a donc :

$$\mu_0 = \int_0^{\infty} E(t) dt = 1 \quad (4)$$

$$\mu_1 = \int_0^{\infty} t E(t) dt = \tau = \frac{V}{Q} \quad (5)$$

où V est le volume accessible par le fluide.

$$\mu_2' = \int_0^{\infty} (t - \tau)^2 E(t) dt = \sigma^2 \quad (6)$$

$\mu_2'$  est le moment centré d'ordre 2 et est égal à la variance de la distribution.

Pour des systèmes complexes il est possible de trouver l'expression analytique des moments de la DTS à partir de la fonction de transfert ( $G(s)$ ), dans l'espace de LAPLACE, issue d'un modèle mathématique sans avoir son expression dans le domaine réel. Les moments d'ordre n sont calculés grâce à la relation suivante (VILLERMAUX, 1982) :

$$\mu_n = (-1)^n \lim_{s \rightarrow 0} \left( \frac{\partial^n G}{\partial s^n} \right) \quad (7)$$

d'où :

$$\mu_1 = -G'(0) \quad (8)$$

$$\mu_2 = G''(0) \quad (9)$$

$$\mu_2' = \mu_2 - (\mu_1)^2 = \sigma^2 \quad (10)$$

Les moments d'ordre supérieur peuvent aussi être calculés. Ils décrivent l'asymétrie ou encore la cassure de la courbe. Ils sont d'un emploi délicat car leur détermination est liée à la précision de la mesure de la traînée de la courbe, la puissance énième du temps donnant un poids très important à celle-ci. Pour cette raison leur usage est souvent déconseillé.

Deux types de « réacteurs idéaux » par leur écoulement sont couramment décrits, le Réacteur Parfaitement Agité (RPA) et le Réacteur à écoulement Piston (RP). Dans un réacteur réel on s'écarte plus ou moins de ces écoulements idéaux. Des logiciels de calcul permettent alors d'obtenir les transformées inverses de la fonction de transfert  $G(s)$  (transformées de FOURIER rapides). La modélisation de l'écoulement complexe au sein d'un système quelconque consiste alors à assimiler ce dernier à une association de motifs élémentaires, dans lesquels on trouve des conditions hydrodynamiques simples. Les motifs élémentaires utilisés dans la plupart des cas sont le réacteur parfaitement agité, le réacteur piston avec courts-circuits, recyclages, échanges...

Le bilan du traceur dans un réacteur parfaitement agité s'écrit :

$$C_e - C = \tau dC/dt \quad (12)$$

où  $C_e$  est la concentration en entrée.

La fonction de transfert  $G(s)$  correspondante est :

$$G(s) = 1 / (1 + \tau s) \quad (13)$$

avec  $\mu_1 = \tau$  et  $\mu_2 = 2\tau^2$

Dans un réacteur piston les molécules ont toutes le même temps de séjour ( $\tau$ ). La fonction de transfert correspondante est alors :

$$G(s) = \exp(-s \cdot \tau) \quad (14)$$

Ces motifs élémentaires (RPA ou RP) peuvent être associés en série ou en parallèle pour simuler le fonctionnement d'un système réel. Si l'association des motifs est en série la fonction de transfert globale est le produit des fonctions de transfert de chaque motif. Si l'association des motifs est en parallèle la fonction de transfert globale du système est la somme des fonctions de transfert de chaque motif pour des débits équivalents.

Un écoulement intermédiaire entre celui d'un RPA et d'un RP est généralement représenté par le modèle des mélangeurs en cascade (*fig. 2*). La fonction de transfert correspondante est :

$$G(s) = [1 + \tau s/J]^{-J} \quad (15)$$

dont les dérivées premières et secondes sont :

$$G'(s) = -\tau \cdot \left[1 + \frac{\tau \cdot s}{J}\right]^{-(J+1)} \quad (16)$$

$$G''(s) = (J+1) \cdot \frac{\tau^2}{J} \cdot \left[1 + \frac{\tau \cdot s}{J}\right]^{-(J+2)} \quad (17)$$

A partir des équations 16 et 17, on déduit les moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2 soit :

$$\begin{aligned} \mu_1 &= \tau \\ \mu_2' &= \sigma^2 = (\tau)^2/J \end{aligned}$$

Si  $J$  tend vers l'infini le système se rapproche d'un réacteur piston, et inversement si  $J$  est égal à 1 le comportement du système est celui du réacteur parfaitement agité.

D'autres modèles permettent aussi de simuler le fonctionnement de systèmes réels à comportement hydraulique intermédiaire. Citons par exemple, le modèle des mélangeurs en cascade avec échange (*fig. 3*) : chaque réacteur  $i$  d'une cascade est associé à un réacteur  $i'$ .  $\beta$  représente la fraction de débit échangé entre ces deux réacteurs ;  $K$  est le rapport des volumes  $V$  et  $V'$ ,  $t_m$  est le temps de séjour dans un réacteur  $i'$  et  $\tau$  est le temps de passage dans la cascade de mélangeurs. Ce modèle permet notamment de décrire des écoulements avec volumes morts ou chemins préférentiels. Sa fonction de transfert est pour un nombre  $J$  de réacteurs en cascade :

$$G(s) = \left[1 + \frac{\tau \cdot s}{J} \cdot \left(1 + \frac{K}{1 + t_m \cdot s}\right)\right]^{-J} \quad (18)$$

dont les dérivées premières et secondes sont :

$$G'(s) = -\left[\tau + K \cdot \left(\frac{\tau}{1 + t_m \cdot s} - \frac{\tau \cdot s \cdot t_m}{(1 + t_m \cdot s)^2}\right)\right] \left[1 + \frac{\tau \cdot s}{J} \cdot \left(1 + \frac{K}{1 + t_m \cdot s}\right)\right]^{-(J+1)} \quad (19)$$

$$G^*(s) = \left[ 2K \cdot \left( \frac{\tau \cdot tm}{(1+tm \cdot s)^2} - \frac{\tau \cdot s \cdot tm^2}{(1+tm \cdot s)^3} \right) \right] \left[ 1 + \frac{\tau \cdot s}{J} \cdot \left( 1 + \frac{K}{1+tm \cdot s} \right) \right]^{-(J+1)} \tag{20}$$

$$+ \frac{(J+1)}{J} \left[ \tau + \frac{K \cdot \tau}{1+tm \cdot s} - \frac{K \cdot \tau \cdot s \cdot tm}{(1+tm \cdot s)^2} \right]^2 \cdot \left[ 1 + \frac{\tau \cdot s}{J} \cdot \left( 1 + \frac{K}{1+tm \cdot s} \right) \right]^{-(J+2)}$$

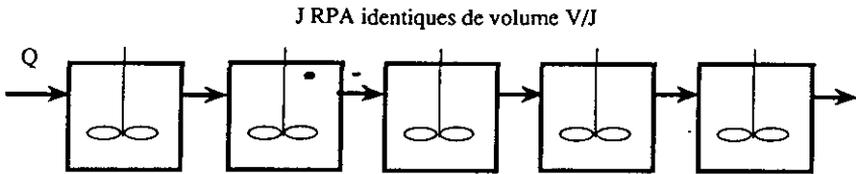


Figure 2 Représentation schématique du modèle de la cascade de RPA.  
Schematic representation of CSTR's in series model.

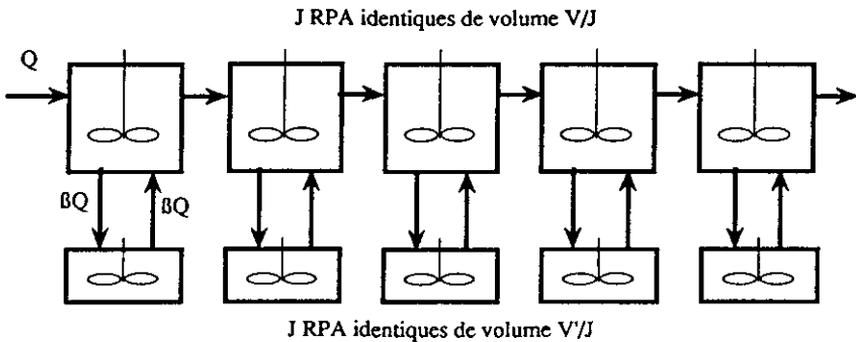


Figure 3 Représentation schématique du modèle de la cascade de RPA avec échange.  
Schematic representation of CSTR's in series model with exchange.

Ce qui nous donne pour les moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2 :

$$\mu_1 = \tau \cdot (1+K)$$

$$\mu_2 = \frac{\tau^2 (1+K)^2}{J} + 2 \cdot K \cdot \tau \cdot tm$$

Si K tend vers 0, alors tm tend vers 0 ; il n'y a pas de volume mort et on retrouve les expressions des moments d'une cascade de RPA. Inversement, plus K est grand plus le volume mort engendre une augmentation du temps de séjour ; la variance de cette distribution sera fonction de la fraction de débit échangée β, donc du temps de séjour dans les réacteurs d'échange, ce qui a pour effet d'augmenter la variance de la distribution et donc la traînée de la courbe.

A partir d'une courbe expérimentale de DTS il est possible de déterminer une association de modules élémentaires comme décrits ci-dessus qui

conduisent à la même courbe de DTS. La comparaison des moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2 du modèle et de l'expérience permet alors de valider le modèle d'écoulement proposé. Un programme informatique nous permet de calculer numériquement, par une technique de Transformées de FOURIER Rapides, les courbes de DTS pour une fonction de transfert donnée, dans l'espace de LAPLACE.

## RÉSULTATS ET DISCUSSION

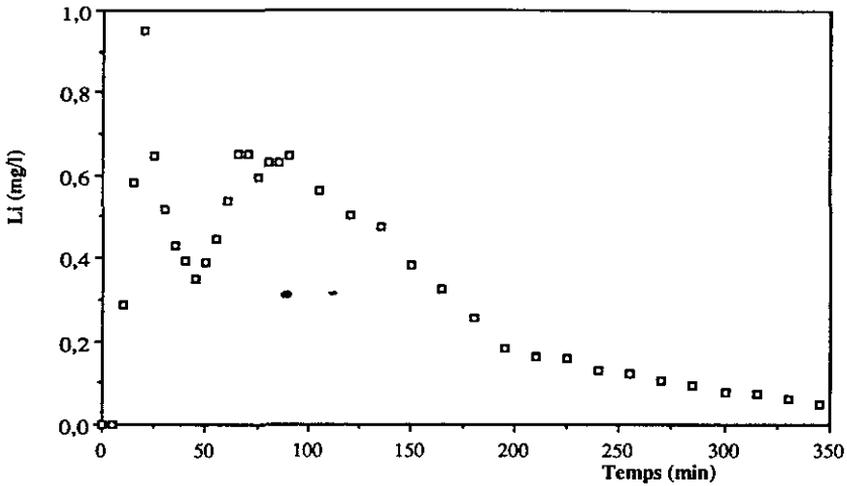
La figure 4 présente les résultats de l'opération de traçage réalisée sur le décanteur primaire de la station d'épuration ; elle donne l'évolution de la concentration de lithium à la sortie du décanteur en fonction du temps. Il apparaît distinctement sur cette courbe, deux pics bien différenciés et une longue traînée de la courbe de réponse à une injection-impulsion de traceur. Ces deux pics révèlent deux branches d'écoulement de fluide en parallèle et la traînée indique la présence d'un volume mort sur la deuxième branche. La modélisation de cette courbe de DTS nécessite la normalisation des valeurs obtenues afin de représenter  $E(t_s)$  en fonction de  $t_s$ . Cette normalisation est réalisée en multipliant la concentration en lithium mesurée au temps  $t_s$  par le débit observé au même moment, le tout étant divisé par la quantité  $M$  de traceur injecté.

$$E(t_s) = C(t_s) \cdot \frac{Q}{M} \quad (21)$$

$E(t_s)$  est exprimée en  $\text{min}^{-1}$ ,  $t_s$  en min et l'aire de la surface sous la courbe est égale à 1.

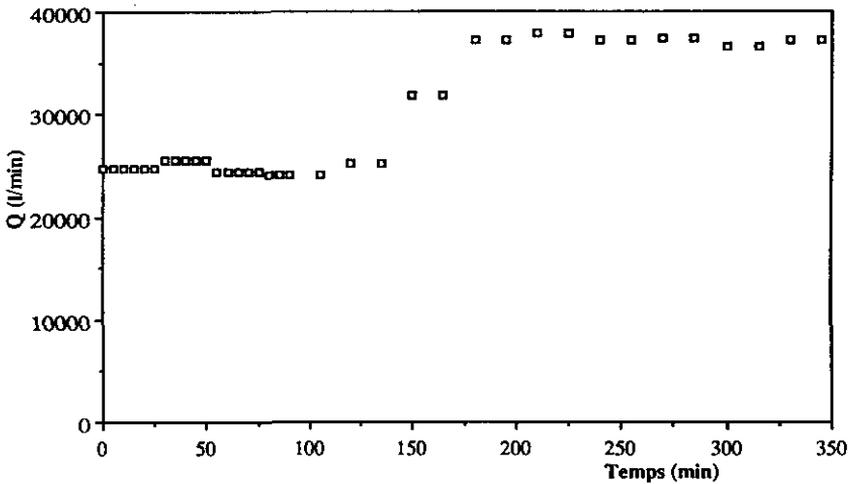
La principale difficulté de mesure sur des sites réels d'épuration est la maîtrise du débit à l'entrée des installations. Il est à noter que le débit traversant le décanteur primaire a varié au cours de l'expérimentation : son évolution est donnée sur la figure 5. Le débit est constant à 1 500  $\text{m}^3/\text{h}$  environ pendant les 150 premières minutes puis augmente pour se stabiliser à une valeur de 2 300  $\text{m}^3/\text{h}$  environ à partir de 180 min. Cette variation a été prise en compte pour le calcul de  $E(t_s)$ . L'augmentation du débit a pour principal effet dans notre cas de modifier la traînée de la courbe de la figure 4 par un lessivage plus important du traceur, donc de changer les informations contenues dans cette courbe. Au temps  $t = 180$  min, 70 % du lithium a déjà traversé l'installation. Aussi pour notre modélisation, les informations contenues dans la partie de la courbe où le débit est constant nous semble suffisante.

La modélisation de la distribution des temps de séjour dans le décanteur primaire est réalisée à partir d'un écoulement en parallèle dans deux branches distinctes (deux pics distincts sur la courbe expérimentale) : une fraction  $\alpha$  du débit alimente la première branche et la fraction restante  $(1-\alpha)$  alimentant la deuxième branche. La première branche d'écoulement est



**Figure 4** Evolution de la concentration en lithium à la sortie du décanteur en fonction du temps.

*Changes over time in the lithium concentration at the outlet form the primary settling tank.*

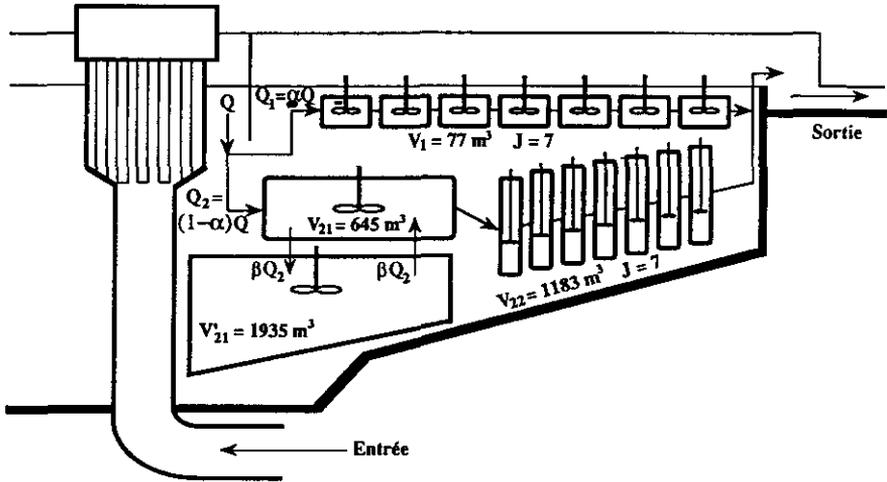


**Figure 5** Evolution du débit traversant le décanteur primaire en fonction du temps.

*Changes over time of the effluent flow rate from the primary settling tank.*

modélisée par une cascade de 7 RPA d'un volume total de 77 m<sup>3</sup>, traversée par 14 % (soit  $\alpha = 0,14$ ) du débit total. La deuxième branche traversée par 86 % du débit total, est composée de deux modules en série, le premier est un RPA de 645 m<sup>3</sup> associé à un réacteur d'échange de 1 935 m<sup>3</sup>, la fraction de débit échangé  $\beta$  entre ces deux réacteurs est égale à 28, le rapport K des

volume est égal à 3. Ce module correspond en fait à la zone de recirculation mise en évidence par ABDEL-GAWAD et MCCORQUODALE (1984). Le deuxième module de cette branche est caractérisé par une cascade de 7 RPA d'un volume total de 1 183 m<sup>3</sup>. La schématisation de cet écoulement dans le décanteur primaire est donné sur la figure 6.



**Figure 6** Représentation schématique du modèle d'écoulement dans le décanteur primaire.

*Schematic representation of the primary settling tank hydrodynamic model.*

La fonction de transfert globale  $G(s)$  de ce système est donc l'addition des fonctions de transfert de chaque branche associées en parallèle  $G_1(s)$  et  $G_2(s)$ , soit :

$$G(s) = \alpha \cdot G_1(s) + (1 - \alpha) \cdot G_2(s) \quad (21)$$

avec :

$$G_1(s) = \left(1 + \frac{\tau_1 \cdot s}{7}\right)^{-7} \quad (22)$$

$$G_2(s) = \left(1 + \tau_{21} \cdot s \cdot \frac{1+K}{1+tm \cdot s}\right)^{-1} \cdot \left(1 + \frac{\tau_{22} \cdot s}{7}\right)^{-7} \quad (23)$$

A partir de ces expressions on obtient les expressions analytiques des moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2, soit :

$$\mu_1 = \alpha \cdot \tau_1 + (1 - \alpha) \cdot [\tau_{21} \cdot (1+K) + \tau_{22}] \quad (24)$$

$$\begin{aligned} \mu_2' = (1 - \alpha) \cdot 2 \cdot [K \tau_{21} \cdot tm + \tau_{21} \cdot \tau_{22} \cdot (1+K) + \tau_{21}^2 \cdot (1+K)^2] \\ + \frac{8}{7} [\alpha \cdot \tau_1^2 + (1 - \alpha) \cdot \tau_{22}^2] - [\alpha \cdot \tau_1 + (1 - \alpha) \cdot [\tau_{21} \cdot (1+K) + \tau_{22}]]^2 \end{aligned} \quad (25)$$

La figure 7 montre qu'il y a une très bonne corrélation entre les points expérimentaux et la courbe de DTS du modèle proposé. Ceci est confirmé par le calcul pour chacune des courbes, entre  $t = 0$  et  $t = 350$  min, des moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2. On trouve en effet pour la courbe expérimentale  $\mu_1 = 127$  min et  $\mu_2' = 6\,957$  et pour le modèle proposé  $\mu_1 = 129$  min et  $\mu_2' = 7\,184$ , qui sont des valeurs tout à fait comparables et qui valident la modélisation de l'écoulement. La comparaison des moments n'est pas en soit une condition suffisante de validation, mais elle reste une condition nécessaire. Il est à noter aussi que les taux de restitution du traceur (surface de la courbe  $E(t_s)$ ) sont équivalents pour la courbe expérimentale et pour le modèle. On trouve au temps  $t = 350$  min, un taux de restitution du lithium de 91,2 % pour l'expérience et de 92,7 % pour le modèle.

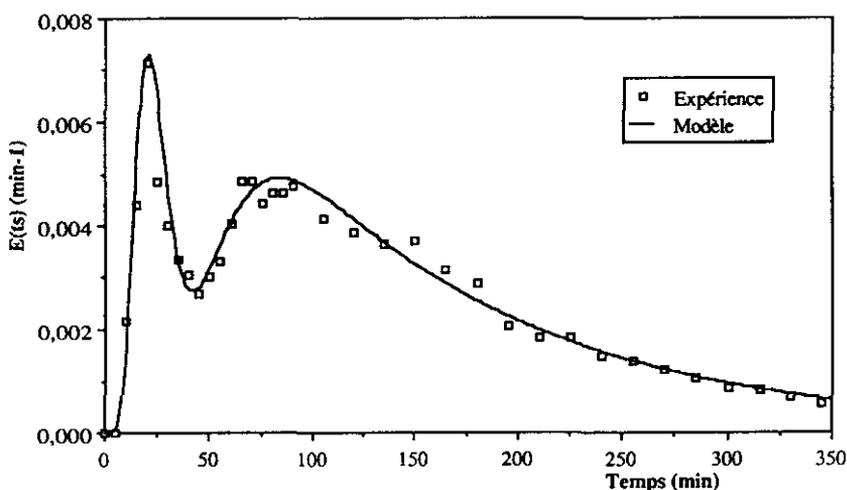


Figure 7 Comparaison des points expérimentaux avec la courbe de DTS obtenue avec le modèle.

*Comparison between experimental points and the RTD curve obtained from the model.*

La somme des volumes de chaque module est de 3 840 m<sup>3</sup>, pour un volume réel du décanteur de 3 900 m<sup>3</sup>.

Si on observe maintenant l'évolution des rendements d'épuration en MES mesurés au cours du temps (fig. 8) on voit que le rendement en début d'expérimentation est de l'ordre de 64 % pour ensuite se stabiliser pour des valeurs de débits plus élevés à une valeur d'environ 53 %. Ces valeurs relativement faibles s'expliquent par le fait qu'une partie non négligeable du débit entrant (14 %) passe dans une branche de faible volume, assimilable à un court-circuit, où le rendement d'épuration est forcément faible. Le grand volume occupé par la zone du RPA avec échange ne facilite pas la décantation (zone de fortes turbulences). Une meilleure distribution de l'écoulement, élimination du court-circuit et réduction de la zone de mélange avec échange devrait permettre un meilleur fonctionnement de ce décanteur primaire.

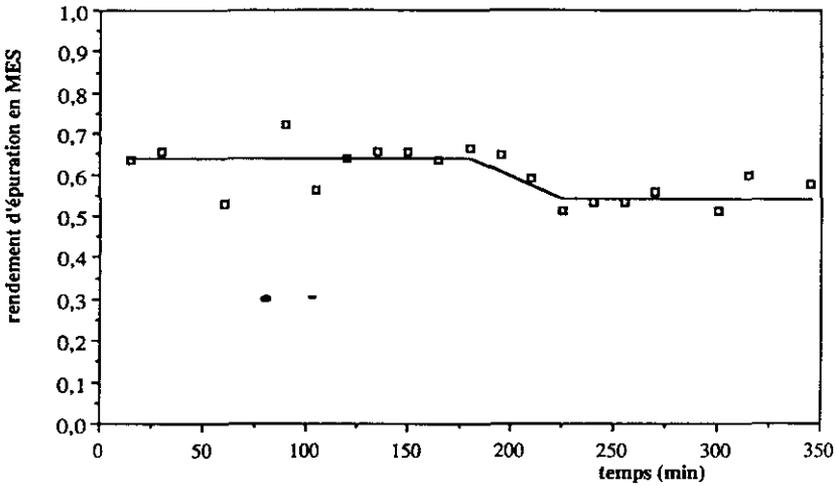


Figure 8 Evolution du rendement d'élimination en MES dans le décanteur en fonction du temps.

*Changes over time of the efficiency of suspended solids removal in the primary settling tank.*

## CONCLUSION

Cette étude effectuée sur un décanteur primaire de station d'épuration montre que :

1) La détermination de l'hydrodynamique de l'effluent par traçage est aisément réalisable expérimentalement sur un ouvrage réel.

2) La DTS obtenue expérimentalement peut être modélisée par une association de réacteurs idéaux, caractérisée par sa fonction de transfert et ses moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2.

3) Le modèle hydrodynamique proposé dans cette étude représente d'une manière tout à fait satisfaisante l'écoulement dans le décanteur primaire. Il est composé de deux branches en parallèle, l'une est une cascade de 7 RPA traversée par une fraction du débit  $\alpha Q$ , et l'autre est une association en série d'un RPA avec échange et d'une cascade de 7 RPA traversée par la fraction de débit complémentaire  $(1-\alpha) Q$ .

4) Enfin, le modèle hydrodynamique proposé permet également d'analyser les performances d'épuration du décanteur étudié.

## NOMENCLATURE

$C(t)$	: concentration en traceur à l'instant $t$ ( $M.L^{-3}$ )
$E(t)$	: fonction représentant la distribution des temps de séjour
$G(s)$	: fonction de transfert dans l'espace de LAPLACE
$G'(s)$	: dérivée première de la fonction de transfert
$G''(s)$	: dérivée seconde de la fonction de transfert
$J$	: nombre de réacteurs en cascade
$K$	: rapport de volume ( $\bar{V}/V$ )
$Q$	: débit d'effluent ( $L^3.T^{-1}$ )
$s$	: variable de LAPLACE
$t$	: temps (T)
$t_m$	: temps de séjour dans le réacteur d'échange (T)
$V$	: volume du réacteur ( $L^3$ )
$V'$	: volume d'un réacteur d'échange ( $L^3$ )
$\alpha$	: coefficient de partage du débit $Q$
$\beta$	: taux d'échange de débit entre deux réacteurs
$\mu_1, \mu_2'$	: moments d'ordre 1 et centré d'ordre 2
$\tau$	: temps de séjour moyen (T)
$\sigma^2$	: variance de la distribution des temps de séjour

## RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- ABDEL-GAWAD S., Mc CORQUODALE J.A., 1984. Hydrodynamic of circular primary clarifiers, *Canadian Journal of Civil Engineering*, 11, 299-307.
- AMBROSE H., FLOWLER E.B., BAUMANN E.B., 1957. Three tracer methods for determining retention times, *Sewage and Industrial Wastes*, pp. 24-33.
- REBHUN M., ARGAMAN Y., 1965. Evaluation of hydraulics efficiency of sedimentation bassins, *ASCE Jour. San. Eng. Div.*, 91 (SA5), 37-45.
- ROCHE N., 1989. Influence de l'hydrodynamique des bassins d'aération sur la décantabilité des boues activées, Thèse de Doctorat, INPL-Nancy, France.
- SILVESTON P.L., 1969. Design of settling basing with allowance for residence time distributions, *Can. J Chem. Eng.*, 521-524.
- TAY A.J.H., HEINKE G.W., 1983. Velocity and suspended solid distribution in settling tanks, *Journal of Water Pollution Control Federation*, 55, 261-269.
- TEBBUTT T.H.Y., 1969. The performance of circular sedimentation tanks, *Journal of Water Pollution Control Federation*, 51, 467-474.
- VILLEMONTÉ J.R., ROHLIGH G.E., WALLACE A.T., 1966. Hydraulic and efficiencies in sedimentation bassins, *Journal of Water Pollution Control Federation*, 38, 63-64.
- VILLERMAUX J., 1982. Génie de la réaction chimique : conception et dimensionnement des réacteurs, Tec & Doc, Lavoisier Paris, 401 p.
- WOLF D., RESNICK W., 1984. Hydrodynamic of circular primary clarifiers, *Can. J Chem. Eng.*, 11, 299-307.