

**Modélisation dynamique du comportement des métaux lourds  
dans des stations d'épuration**  
**Dynamic modelling of heavy metals behavior in wastewater  
treatment plants**

Frédéric Cloutier, Guillaume Jalby, Paul Lessard and Peter A. Vanrolleghem

Volume 22, Number 4, 2009

URI: <https://id.erudit.org/iderudit/038325ar>

DOI: <https://doi.org/10.7202/038325ar>

[See table of contents](#)

Publisher(s)

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

ISSN

1718-8598 (digital)

[Explore this journal](#)

Cite this article

Cloutier, F., Jalby, G., Lessard, P. & Vanrolleghem, P. A. (2009). Modélisation dynamique du comportement des métaux lourds dans des stations d'épuration. *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, 22(4), 461–471. <https://doi.org/10.7202/038325ar>

Article abstract

The aim of this work was to develop a model which simultaneously describes the fate of heavy metals and traditional pollutants in an activated sludge wastewater treatment plant. The model could then be used to design and optimize WWTPs. The evaluation of the model, which considers the sorption of heavy metals onto suspended solids as the reactive process, was done with a set of data obtained during a 10-day monitoring period in an activated sludge plant. The results show a significant sensitivity of the model towards the important variations in heavy metal concentrations in the influent. Nonetheless, the model is able to describe the heavy metal concentration dynamics inside the WWTP, as well as in the effluent.

# MODÉLISATION DYNAMIQUE DU COMPORTEMENT DES MÉTAUX LOURDS DANS DES STATIONS D'ÉPURATION

*Dynamic modelling of heavy metals behavior in wastewater treatment plants*

---

FRÉDÉRIC CLOUTIER<sup>1\*</sup>, GUILLAUME JALBY<sup>1</sup>, PAUL LESSARD<sup>1</sup>, PETER A. VANROLLEGHEM<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Département de génie civil, Pavillon Pouliot, Université Laval, Québec, Québec, Canada G1K 7P4

Reçu le 19 octobre 2008, accepté le 3 décembre 2008

---

## RÉSUMÉ

Le but de ce travail était de développer un modèle permettant de décrire le comportement des métaux lourds, en plus des polluants traditionnels, dans une station d'épuration par boues activées et pouvant être utilisé pour sa conception et son optimisation. Le modèle, qui considère la sorption des métaux lourds sur des matières en suspension comme processus réactionnel, a été évalué à partir de données recueillies durant dix jours dans un système réel de traitement par boues activées. Les résultats démontrent la sensibilité du modèle face aux importantes variations instantanées des concentrations de métaux lourds dans l'affluent. Il est néanmoins capable de prévoir l'évolution des concentrations de métaux lourds à l'intérieur de la station et à l'effluent.

**Mots-clés :** boues activées, métaux lourds, modélisation, sorption.

## ABSTRACT

The aim of this work was to develop a model which simultaneously describes the fate of heavy metals and traditional pollutants in an activated sludge wastewater treatment plant. The model could then be used to design and optimize WWTPs. The evaluation of the model, which considers the sorption of heavy metals onto suspended solids as the reactive process, was done with a set of data obtained during a 10-day monitoring period in an activated sludge plant. The results show a significant sensitivity of the model towards the important variations in heavy metal concentrations in the influent. Nonetheless, the model is able to describe the heavy metal concentration dynamics inside the WWTP, as well as in the effluent.

**Keywords:** activated sludge, heavy metals, modelling, sorption.

## 1. INTRODUCTION

L'affluent des stations d'épuration contient généralement plusieurs métaux lourds provenant des rejets industriels ou du ruissellement et ayant comme origine, par exemple, l'acier galvanisé (zinc), les toits (cuivre), les amalgames dentaires (mercure) et l'usure des pièces de voiture (plomb et cadmium). Plusieurs études ont démontré les propriétés toxiques des métaux lourds envers les êtres vivants lorsqu'ils sont présents en concentration excessive (AGENCY FOR TOXIC SUBSTANCES AND DISEASE REGISTRY, 2001; ROBERTS, 1999).

Les métaux lourds peuvent être éliminés des stations de traitement des eaux usées de différentes façons. Leur volatilisation dans l'atmosphère, à partir d'un système par boues activées, a déjà été étudiée, mais puisqu'on les retrouve en grande concentration dans les boues après le traitement, ce phénomène est considéré négligeable (BROWN et LESTER, 1979). Ainsi, contrairement aux polluants traditionnels (DCO et azote) qui sont traités de façon biologique, les métaux lourds sont éliminés par un procédé physico-chimique de sorption sur la boue (CHIPASA, 2003; KARVELAS *et al.*, 2003). Il s'agit d'un phénomène auquel on associe deux processus, soit: l'adsorption du composé sur la surface de la boue et le partitionnement de ce composé entre la phase aqueuse et la matière particulaire dans la boue (WANG *et al.*, 1993). Une partie de ces polluants demeure néanmoins sous une forme soluble et est déversée dans le milieu récepteur à la sortie de la station, d'où l'importance de quantifier ces rejets.

Certains métaux lourds, comme le cadmium, le mercure et le plomb, ne sont d'aucune utilité biologique chez l'homme, tandis que d'autres, tels le nickel, le zinc, le cuivre et le chrome, sont des oligo-éléments qui peuvent tout de même devenir toxiques lorsque consommés en excès (BENDER, 2005; FRIBERG *et al.*, 1979). En plus de différents types de cancer, la surconsommation de certains métaux lourds peut entraîner des troubles du système nerveux, des cellules sanguines, des reins, des poumons et du foie (AGENCY FOR TOXIC SUBSTANCES AND DISEASE REGISTRY, 2001).

Il existe de nos jours différents modèles permettant de prévoir la quantité et la qualité de l'eau dans une usine de traitement par boues activées. Les plus utilisés sont les modèles ASM (Activated Sludge Model), conçus par les membres d'un groupe de recherche de l'IWA (International Water Association) (HENZE *et al.*, 2000). Ils ont été développés pour décrire l'élimination de la matière organique, de l'azote et du phosphore, mais pas des composés spécifiques. Dans cet état, les modèles ne peuvent pas être utilisés pour établir le comportement des métaux lourds dans les différentes installations. La sorption des métaux lourds ayant lieu directement sur la boue, il est important d'avoir une bonne

précision sur sa concentration puisqu'elle représente la surface d'adsorption disponible. L'objectif de ce travail est donc de concevoir un modèle permettant de décrire à la fois l'enlèvement des métaux lourds et des polluants traditionnels dans un système de boues activées.

## 2. MATÉRIEL ET MÉTHODES

Les expériences ont été réalisées à la station de traitement des eaux usées de Norwich en Angleterre en 1986. Cette usine est pourvue de deux systèmes parallèles qui traitent chacun la moitié de l'affluent, soit des lits bactériens et des boues activées. Seule cette seconde section a été considérée pour ce travail. Elle consiste en quatre clarificateurs primaires, six lignes d'aération et quatre décanteurs secondaires. Lors de l'expérimentation, il n'y avait que trois clarificateurs primaires en fonction puisque le quatrième servait de bassin de consolidation des boues (Figure 1). La capacité totale des clarificateurs primaires est de 9 080 m<sup>3</sup>, celle des réacteurs est de 10 400 m<sup>3</sup> et celle des décanteurs secondaires est de 6 600 m<sup>3</sup>. Le temps de rétention des boues dans le bassin de consolidation varie entre deux et trois jours. Des échantillons ont été recueillis toutes les trois heures durant dix jours pour chaque point d'échantillonnage (Figure 1), à l'exception du soutirage des boues du clarificateur primaire où une seule donnée par jour a été mesurée (LESSARD et BECK, 1993). Les détails concernant l'échantillonnage ainsi que les tableaux détaillés des données expérimentales proviennent de GOLDSTONE *et al.* (1990a), GOLDSTONE *et al.* (1990b) et LESSARD (1989).

## 3. MODÈLE

Le logiciel WEST® (VANHOOREN *et al.*, 2003) permet de modéliser une station d'épuration et de simuler le comportement dynamique des polluants dans les différentes unités de traitement (Figure 2). Afin de décrire l'enlèvement des métaux lourds en plus des polluants traditionnels (DCO et azote) dans un système de boues activées, un ajout a été proposé à partir du modèle ASM1 (HENZE *et al.*, 2000). Il contient six nouveaux processus, soit un pour chaque métal étudié (cuivre, zinc, plomb, cadmium, chrome et nickel). Le tableau 1 décrit chacun de ces nouveaux processus sous une forme matricielle (HENZE *et al.*, 2000). Les concentrations solubles de chacun d'entre eux sont nommées respectivement  $S_{Cu}$ ,  $S_{Zn}$ ,  $S_{Pb}$ ,  $S_{Cd}$ ,  $S_{Cr}$  et  $S_{Ni}$ , tandis que les concentrations particulières (sorbées) sont désignées par  $X_{Cu}$ ,  $X_{Zn}$ ,  $X_{Pb}$ ,  $X_{Cd}$ ,  $X_{Cr}$  et  $X_{Ni}$ . On note également  $X_{TSS}$  les matières en suspension. Les paramètres  $k_{Cu}$ ,  $k_{Zn}$ ,  $k_{Pb}$ ,  $k_{Cd}$ ,  $k_{Cr}$  et  $k_{Ni}$  correspondent aux taux de sorption (voir paragraphe suivant) tandis que  $K_{d,Cu}$ ,

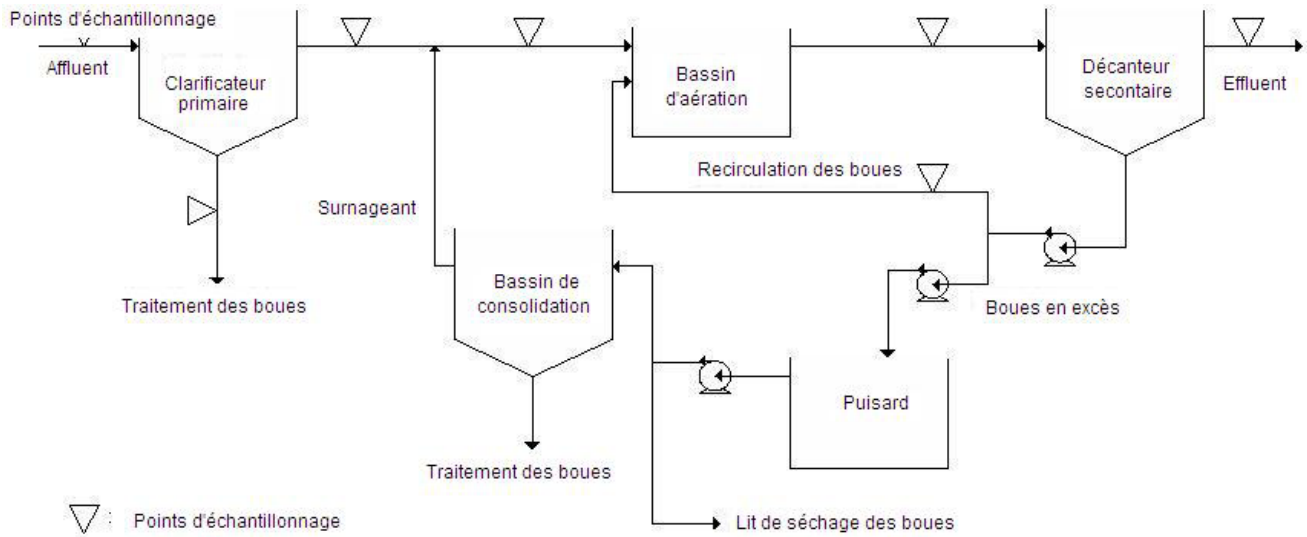
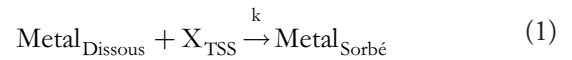


Figure 1. Procédé par boues activées à l'usine de Norwich (adapté de LESSARD et BECK, 1993).  
 Norwich plant activated sludge process (modified from (LESSARD and BECK, 1993)).

$K_{d,Zn}$ ,  $K_{d,Pb}$ ,  $K_{d,Cd}$ ,  $K_{d,Cr}$  et  $K_{d,Ni}$  sont les coefficients de partition solide/liquide et leurs valeurs sont conformes à celles recueillies par ALLISON et ALLISON (2005).

Les métaux lourds à l'entrée du système par boues activées ont été mesurés sous forme soluble lors des deux derniers jours seulement, tandis que les métaux lourds totaux, c'est-à-dire solubles et particulaires, ont été recueillis durant les dix jours de l'expérimentation. En prenant la moyenne des concentrations solubles et totales lors des deux derniers jours, on peut approximer le pourcentage de métaux solubles par rapport aux métaux totaux pour les huit premiers jours. On en déduit enfin

la concentration particulière en soustrayant les concentrations solubles aux concentrations totales. L'équation 1 représente la réaction de sorption lorsque le métal dissous se lie avec la matière en suspension pour former un complexe solide qui sera soutiré ultérieurement par décantation. Ce phénomène se produit à un taux de sorption dit  $k$ .



Il est également possible pour le métal de se détacher de la matière en suspension et ainsi retourner à sa forme soluble,

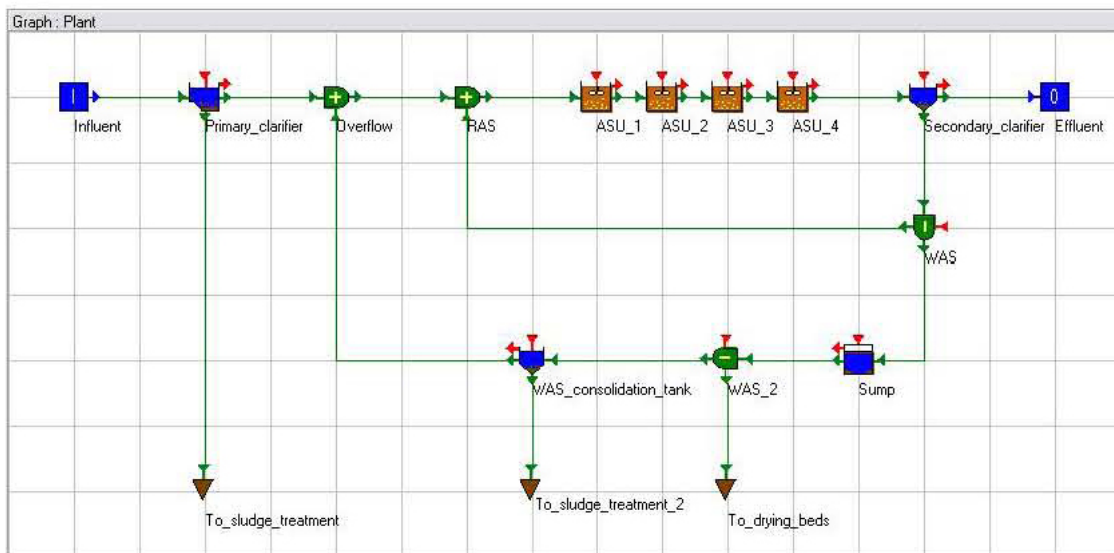


Figure 2. Environnement de travail de la station de Norwich dans le logiciel WEST®.  
 Working environment of the Norwich WWTP in WEST® software.

**Tableau 1. L'ajout au modèle ASM1 sous forme de matrice de Gujer.**  
**Table 1. Addition to ASM1 model in the Gujer matrix format.**

Processus	S <sub>Cu</sub>	S <sub>Zn</sub>	S <sub>Pb</sub>	S <sub>Cd</sub>	S <sub>Cr</sub>	S <sub>Ni</sub>	X <sub>Cu</sub>	X <sub>Zn</sub>	X <sub>Pb</sub>	X <sub>Cd</sub>	X <sub>Cr</sub>	X <sub>Ni</sub>	Vitesse du processus g•m <sup>-3</sup> •j <sup>-1</sup>
Sorption/désorption du cuivre	-1						1						$k_{Cu} \cdot \left( s_{Cu} \cdot X_{TSS} - \frac{X_{Cu}}{K_{d,Cu}} \right)$
Sorption/désorption du zinc		-1						1					$k_{Zn} \cdot \left( s_{Zn} \cdot X_{TSS} - \frac{X_{Zn}}{K_{d,Zn}} \right)$
Sorption/désorption du plomb			-1						1				$k_{Pb} \cdot \left( s_{Pb} \cdot X_{TSS} - \frac{X_{Pb}}{K_{d,Pb}} \right)$
Sorption/désorption du cadmium				-1						1			$k_{Cd} \cdot \left( s_{Cd} \cdot X_{TSS} - \frac{X_{Cd}}{K_{d,Cd}} \right)$
Sorption/désorption du chrome					-1						1		$k_{Cr} \cdot \left( s_{Cr} \cdot X_{TSS} - \frac{X_{Cr}}{K_{d,Cr}} \right)$
Sorption/désorption du nickel						-1						1	$k_{Ni} \cdot \left( s_{Ni} \cdot X_{TSS} - \frac{X_{Ni}}{K_{d,Ni}} \right)$

tel que décrit par l'équation 2. Le taux de désorption est noté  $k_{désorption}$ .

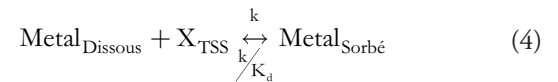


Ainsi, le coefficient de partition  $K_D$  peut se traduire comme étant le rapport entre la concentration de métal sorbé et la concentration de métal dissous, ou, à l'équilibre, le rapport entre les taux de sorption et de désorption (équation 3) (JACOBSEN et ARVIN, 1996).

$$K_D = \frac{k}{k_{désorption}} \quad (3)$$

Le transfert d'un métal entre sa forme soluble et particulaire peut donc s'écrire comme une réaction physico-chimique et son inverse (équation 4). Cette structure rappelle celle de la précipitation du phosphore dans le modèle ASM2d (HENZE *et al.*, 2000). Elle est également utilisée pour modéliser la

sorption de composés organiques xénobiotiques (LINDBLUM *et al.*, 2006). De cette façon, la sorption correspond à une expression de deuxième ordre tandis que la désorption, de premier ordre, est directement proportionnelle à la concentration de métal sorbé.



On peut décrire la variation de la concentration de métal dissous et sorbé dans le bassin d'aération sous forme d'un bilan de matière (équations 5 et 6). Puisque le volume de ce bassin est constant, on pose un débit entrant et sortant  $Q$  (m<sup>3</sup>•j<sup>-1</sup>) et un volume total  $V$  (m<sup>3</sup>).

$$\frac{dS_{\text{Metal}}}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{\text{Metal,entrée}} - S_{\text{Metal}}) - k \cdot \left( S_{\text{Metal}} \cdot X_{\text{TSS}} - \frac{X_{\text{Metal}}}{K_D} \right) \quad (5)$$

$$\frac{dX_{\text{Metal}}}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (X_{\text{Metal,entrée}} - X_{\text{Metal}}) + k \cdot \left( S_{\text{Metal}} \cdot X_{\text{TSS}} - \frac{X_{\text{Metal}}}{K_D} \right) \quad (6)$$

## 4. RÉSULTATS

Les simulations ont été effectuées à partir des données recueillies à l'entrée du clarificateur primaire, à ne pas confondre avec l'entrée de la station puisqu'ils sont séparés par un prétraitement, un bassin d'orage, un retour de surnageant du traitement des boues intermittent et une conduite acheminant une partie de l'eau à traiter vers les lits bactériens. La caractérisation de l'affluent a été réalisée selon la méthode décrite par MELCER *et al.* (2003). La figure 3, qui présente les données de l'azote et de la DCO à l'entrée du clarificateur primaire, permet d'observer de larges variations de concentration de ces polluants dues à la recirculation de boues traitées.

### 4.1 Clarificateur primaire

Pour faciliter la modélisation, les trois clarificateurs primaires en fonction ont été regroupés en un seul que l'on considère non réactif. Afin de conserver le même volume total et le même rendement, le clarificateur primaire résultant

conserve la même profondeur, soit 2,6 m, mais voit sa surface tripler pour atteindre 2 121 m<sup>2</sup>. Le volume de boue soutiré a été mesuré de façon quotidienne, ce qui permet d'utiliser un débit de soutirage constant au cours d'une journée de simulation, mais qui varie à chaque jour. Le modèle retenu est celui de TAKÁCS *et al.* (1991), fréquemment utilisé pour décrire le comportement dynamique des décanteurs. Les valeurs des paramètres de vitesse de chute théorique ( $v_0 = 96 \text{ m}\cdot\text{j}^{-1}$ ) et pratique ( $v_{00} = 80 \text{ m}\cdot\text{j}^{-1}$ ) proviennent de CODERRE et LESSARD (1999), tandis que celle du paramètre de fraction minimale non décantable ( $f_{ns} = 0,0024$ ) est la valeur par défaut de WEST<sup>®</sup>. Les valeurs des paramètres  $r_H$  et  $r_p$  qui gèrent la sédimentation en bloc ou individuellement des particules, ont été modifiées dans le but d'obtenir un surnageant aux concentrations en matières en suspension simulées qui s'approchent le plus de celles observées. Le paramètre  $r_p$  est fixé à  $0,0005 \text{ m}^3\cdot\text{g}^{-1}$ , tandis que  $r_H$  varie selon la concentration de matières en suspension qui entre dans le clarificateur. Les valeurs de ce paramètre sont déterminées en fonction de l'écart entre la concentration en matières en suspension à chaque mesure et la moyenne sur la durée de l'échantillonnage, pour des valeurs qui varient entre  $0,12 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}$  et  $0,29 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}$ . Ces modifications sont nécessaires afin d'avoir un effluent de décanteur primaire

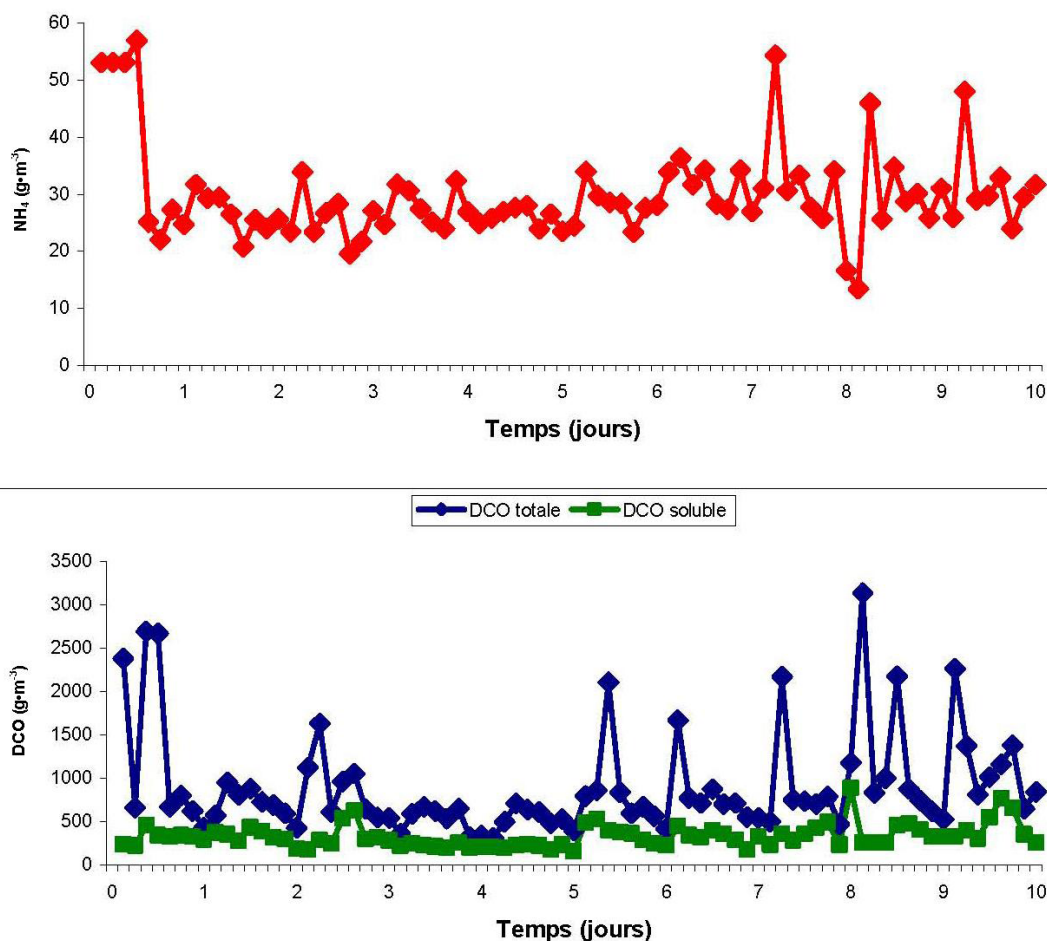


Figure 3. Entrée du clarificateur primaire: concentration en azote ammoniacal (haut) et en DCO (bas).  
Primary clarifier input: ammonia (top) and COD (bottom) concentration.

qui représente le plus fidèlement la réalité, ce qui indique un problème avec les caractéristiques des matières en suspension, que le modèle du clarificateur primaire ne parvient pas à représenter ou que les données ne peuvent pas représenter.

Puisque les mesures de l'effluent du clarificateur primaire ont été prises à partir de la deuxième journée d'échantillonnage, les résultats des simulations de la première journée ne sont pas pris en compte. Les points dans la figure 4 représentent les données expérimentales tandis que la ligne continue correspond à la simulation.

#### 4.2 Réacteur

La simulation des six lignes d'aération parallèles consiste en quatre réacteurs parfaitement mélangés en séries et à volume constant, soit 2 520 m<sup>3</sup> chacun, afin de conserver le même volume total que la station (LESSARD et BECK, 1993). Comme illustrée à la figure 1, l'alimentation des réacteurs se compose de l'effluent du clarificateur primaire, combiné à la recirculation des boues et au surnageant du bassin de consolidation. Ce dernier a été modélisé en tenant compte des débits du surnageant qui sont connus.

Pour modéliser l'aération étagée, le coefficient de transfert d'oxygène ( $k_1 a$ ) doit être différent pour chaque réacteur. Ainsi, on obtient des valeurs de 85 j<sup>-1</sup> et 28 j<sup>-1</sup> pour les deux premiers et 16 j<sup>-1</sup> pour les deux derniers. Les données expérimentales de l'oxygène dissous, prises à 75 % de la longueur d'une ligne d'aération, permettent la comparaison avec celles du troisième réacteur (Figure 5). Les valeurs des  $K_1 a$  des autres réacteurs ont été déterminées pour obtenir la meilleure représentation des concentrations d'azote et de matières en suspension à l'effluent (Figure 5). Les valeurs des autres paramètres cinétiques et

stœchiométriques des réacteurs (Tableau 2) sont les mêmes que celles de LESSARD et BECK (1993), à l'exception du coefficient de demi-saturation hétérotrophe (HENZE *et al.*, 2000).

Les écarts observés pour l'azote ammoniacal se situent entre le deuxième et le sixième jour, où les simulations sous-estiment les données mesurées. Ce phénomène a également été observé par LESSARD et BECK (1993). Une explication possible à ce problème est que le bassin de consolidation utilisé est non réactionnel, tandis que la mesure prise à même le surnageant de ce réservoir porte à croire qu'il s'y trouve une quantité de NH<sub>4</sub> (12,3 g•m<sup>-3</sup>) supérieure à ce qui est mesuré à l'effluent de la station et dont la présence est peut-être due à l'hydrolyse de l'azote organique lentement biodégradable (LESSARD, 1989). Le large dépassement observé lors du huitième jour est dû à une valeur élevée en NH<sub>4</sub> dans l'affluent, suite à une recirculation de boues et à un manque d'oxygène dans le réacteur au même instant. Le modèle perçoit également les pointes de NH<sub>4</sub> lors des deux derniers jours, qui sont dues à une augmentation du débit et à une détérioration de la décantation dans le décanteur secondaire (LESSARD, 1989).

#### 4.3 Décanteur secondaire

La configuration utilisée pour simuler le décanteur secondaire est semblable à celle discutée plus haut à propos du clarificateur primaire. Elle consiste en un seul décanteur non réactif avec la même profondeur que ceux de l'usine de Norwich (2,1 m), mais avec une surface quadruplée, soit 2 043 m<sup>2</sup>, afin d'avoir le même volume total. Le modèle retenu est également celui de TAKÁCS *et al.* (1991). Les valeurs des paramètres de vitesse de chute théorique ( $v_0 = 474 \text{ m}\cdot\text{j}^{-1}$ ), pratique ( $v_{00} = 250 \text{ m}\cdot\text{j}^{-1}$ ), de fraction minimale non décantable ( $f_{ns} = 0,00228$ ), de sédimentation en bloc ( $r_H = 0,000576 \text{ m}^3\cdot\text{g}^{-1}$ )

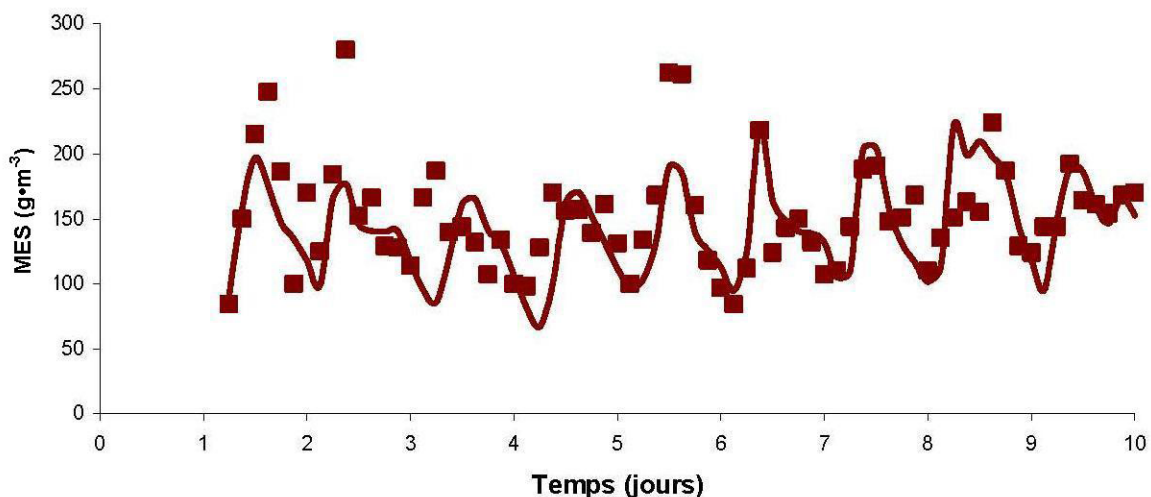


Figure 4. Effluent du clarificateur primaire: concentration des matières en suspension ( $X_{TSS}$ ). Lignes = simulation; symboles = observations.

Primary clarifier effluent: Suspended solids (XTSS) concentration. Lines = simulation; Symbols = observations.

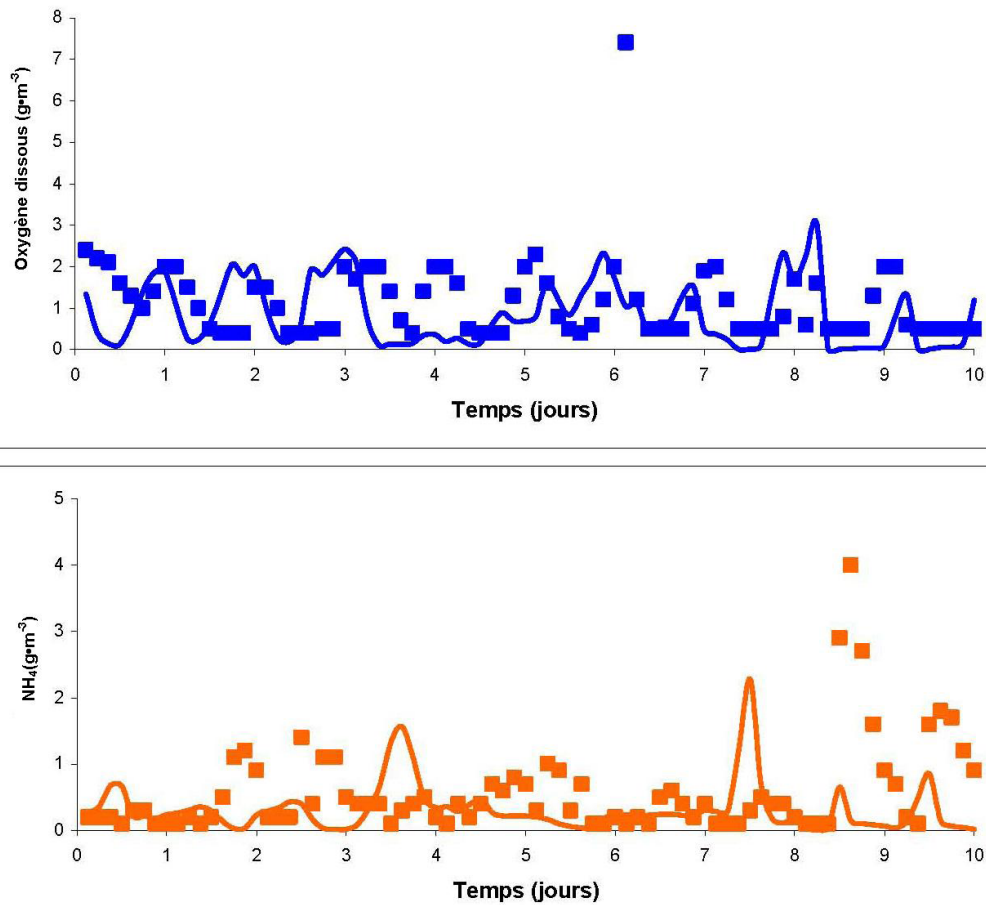


Figure 5. Oxygène dissous au troisième réacteur (haut) et azote ammoniacal à l'effluent (bas). Lignes = simulation; symboles = observations.  
 Dissolved oxygen in the third reactor (top) and ammonia concentration in the effluent (bottom). Lines = simulation; Symbols = observations.

Tableau 2. Valeurs des paramètres cinétiques.  
 Table 2. Kinetics parameters values.

Paramètres	Valeurs
Croissance hétérotrophe ( $\mu_H$ )	0,24•h <sup>-1</sup>
Croissance autotrophe ( $\mu_A$ )	0,006•h <sup>-1</sup>
Mortalité hétérotrophe ( $b_H$ )	0,005•h <sup>-1</sup>
Mortalité autotrophe ( $b_A$ )	0,024•h <sup>-1</sup>
Taux de production hétérotrophe ( $Y_H$ )	0,55 g <sub>vss</sub> •g <sub>DCO</sub> <sup>-1</sup>
Taux de production autotrophe ( $Y_A$ )	0,06 g <sub>vss</sub> •g <sub>NH<sub>4</sub></sub> <sup>-1</sup>
Coefficient de demi-saturation hétérotrophe ( $K_S$ )	20 g•m <sup>-3</sup>
Coefficient de demi-saturation autotrophe ( $K_{NH}$ )	0,6 g•m <sup>-3</sup>
Taux d'hydrolyse ( $K_H$ )	3•j <sup>-1</sup>
Constante de demi-saturation de l'hydrolyse de la DCO lentement biodégradable ( $K_X$ )	0,03 g <sub>DCO</sub> •g <sub>DCO</sub> <sup>-1</sup>



et de sédimentation individuelle ( $r_p = 0,00286 \text{ m}^3 \cdot \text{g}^{-1}$ ) sont les valeurs par défaut de WEST<sup>®</sup>. Le volume de boue soutirée, tout comme dans le cas du clarificateur primaire, a été déterminé une fois par jour. Il en est de même pour les débits de boue qui sont immédiatement recyclés ou dirigés vers le bassin de consolidation. La simulation démontre que les matières en suspension à l'effluent se situent en tout temps dans la moyenne de ce qui a été mesuré (Figure 6).

#### 4.4 Métaux lourds

Le modèle a été initialisé avec les concentrations obtenues, suite à une modélisation en régime permanent, basée sur la concentration moyenne de chaque composante. Par la suite, une modélisation dynamique est effectuée. Ces étapes se suivent jusqu'à l'obtention d'une courbe semblable à celle des données expérimentales. Pour ce faire, le modèle a été calé via les paramètres  $k$  et  $K_D$ , tout en demeurant près des valeurs de  $K_D$ , compilées par ALLISON et ALLISON (2005) (Tableau 3).

L'élimination des métaux lourds entre l'alimentation du clarificateur primaire et l'effluent s'avère très bonne puisque les valeurs sont supérieures à 80 %, sauf pour le nickel à 69,1 %, ce qui s'explique par sa grande solubilité et sa tendance à former des complexes avec des ligands solubles, plutôt qu'avec la boue (CHENG *et al.*, 1975).

Bien que certaines concordances puissent être établies à différents endroits lors des simulations, particulièrement pour le cadmium (Figure 7), on observe un léger décalage entre le modèle et les données lors du premier et du sixième jour, en plus d'une pointe lors du dernier jour. Pour le chrome (Figure 8), des irrégularités sont observables lors du premier, troisième, sixième et huitième jour. L'explication la plus probable pour décrire ce phénomène est que le modèle est trop sensible aux variations des concentrations à l'entrée, ce qui fait qu'une erreur dans les données à l'affluent entraîne d'importantes répercussions sur les concentrations modélisées. En effet, les différences observées entre le modèle et les données sont présentes lors des périodes où les concentrations des métaux lourds à l'affluent semblent subir une variation instantanée importante. Puisque

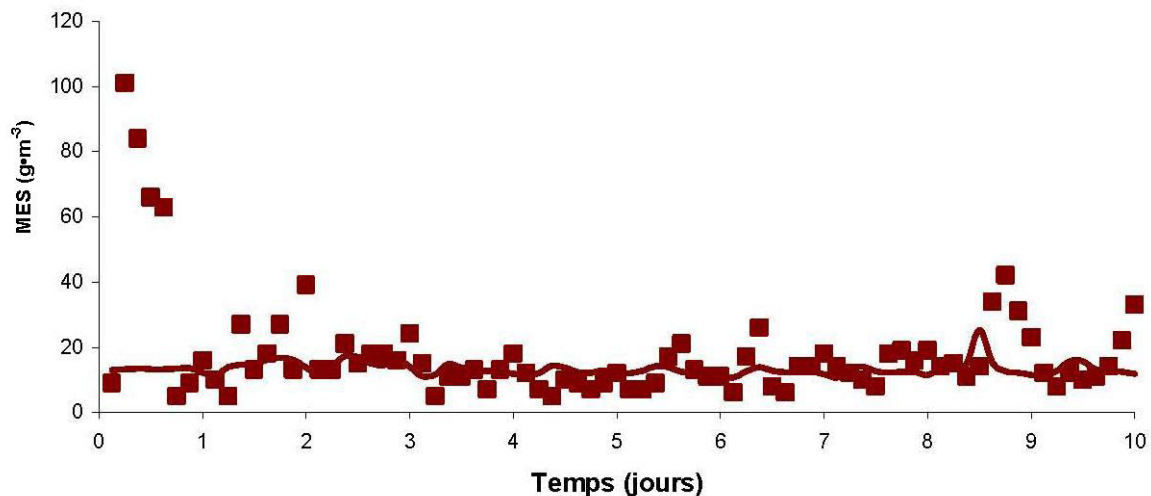
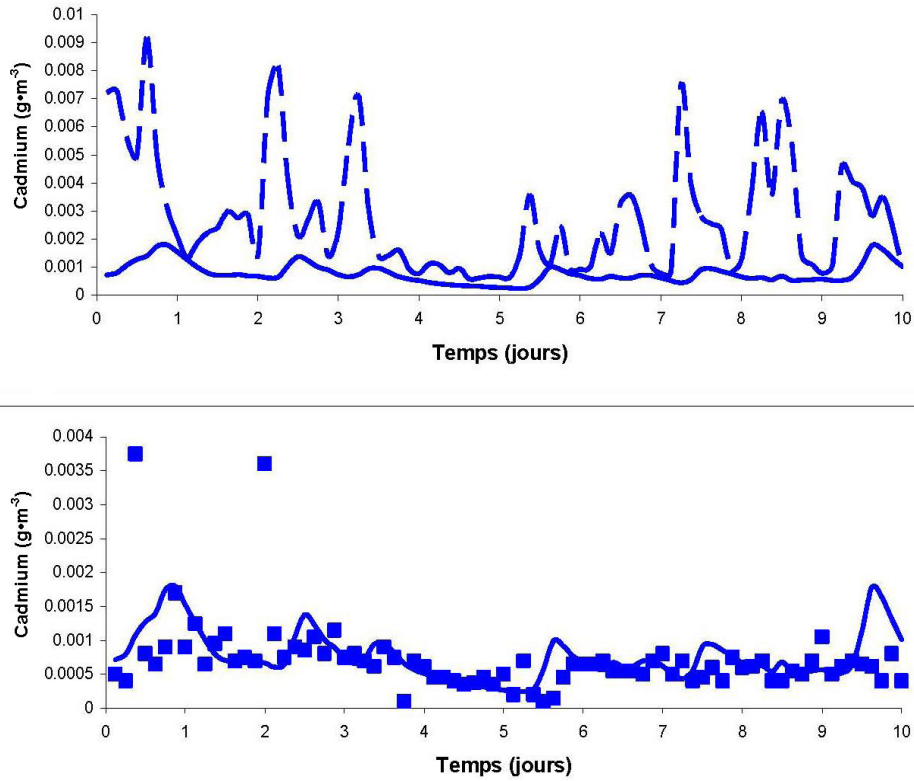


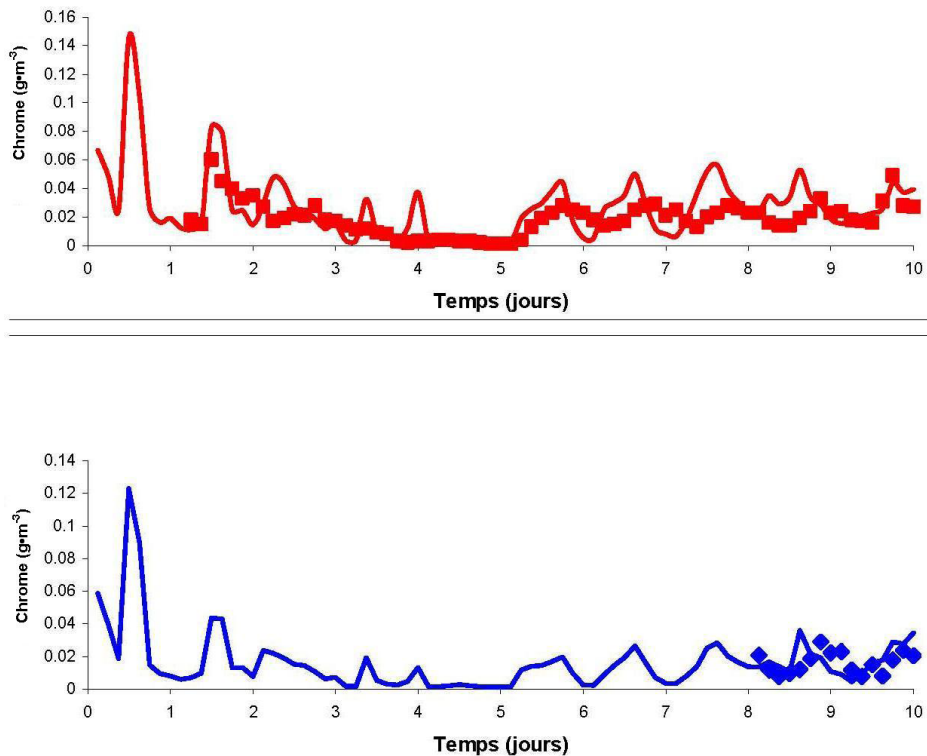
Figure 6. Concentration des matières en suspension ( $X_{TSS}$ ) à l'effluent. Lignes = simulation; symboles = observations.  
Effluent suspended solids ( $X_{TSS}$ ) concentration. Lines = simulation; Symbols = observations.

Tableau 3. Paramètres cinétiques de l'ajout au modèle ASM1 et efficacité d'enlèvement.  
Table 3. Kinetic parameters of the addition to the ASM1 model and removal efficiency.

Paramètres	Unités	Cuivre	Zinc	Plomb	Cadmium	Chrome	Nickel
$k$	$\text{L} \cdot \text{mg}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$	0,0008	0,0001	0,002	0,0002	0,0013	0,0008
$\text{Log}(K_d)$	$\text{L} \cdot \text{kg}^{-1}$	3,7	5,1	4,6	4,6	4,4	3,9
$\text{Log}(K_d)$ (Allison et Allison, 2005)	$\text{L} \cdot \text{kg}^{-1}$	3,1-6,1	3,5-6,9	3,4-6,5	2,8-6,3	3,9-6,0	3,5-5,7
Élimination	%	88,6	82,4	93,1	86,2	86,5	69,1



**Figure 7.** Concentration de cadmium à l'effluent par rapport à l'affluent (haut) et aux données recueillies (bas). Lignes = simulation; Symboles = observations.  
*Primary clarifier effluent: total (top) and soluble (bottom) chromium concentration.*  
*Lines = simulation; Symbols = observations.*



**Figure 8.** Effluent du clarificateur primaire: concentration de chrome total (haut) et soluble (bas). Lignes = simulation; Symboles = observations.  
*Effluent cadmium concentration compared to influent concentration (top) and observed data (bottom). Lines = simulation; Symbols = observations.*

les données ont été recueillies seulement toutes les trois heures, il est impossible d'affirmer que ces pointes subies représentent bien l'ensemble de l'intervalle de temps qu'elles occupent, selon l'interpolation du modèle. L'analyse des concentrations en métaux lourds à la sortie du clarificateur primaire (Figure 9) permet de croire que l'utilisation d'un modèle de clarificateur réactif, dans lequel la sorption des métaux lourds serait considérée, permettrait d'obtenir de meilleurs résultats. En effet, vu les grandes concentrations de matières en suspension qui s'y retrouvent, il y a lieu de croire que les pointes de métaux lourds observées à l'affluent seraient grandement atténuées.

## 5. CONCLUSIONS

Lors de ces travaux, un modèle dynamique permettant de décrire le comportement des métaux lourds dans une station de traitement des eaux usées de type boue activée a été conçu. En premier lieu, la station de Norwich a été modélisée pour traiter les principaux polluants et les résultats ont été comparés aux données expérimentales. Le plus important est d'avoir une bonne précision sur les matières en suspension, puisque les concentrations des métaux lourds y sont directement reliées. Ensuite, un ajout au modèle existant a permis de décrire

l'enlèvement des métaux lourds par un procédé de sorption/désorption.

Bien qu'il ne s'agisse que d'un début en matière de modélisation des métaux lourds à partir des modèles ASM, les résultats obtenus sont tout de même intéressants à plusieurs égards. Tout d'abord, l'écart obtenu entre le modèle et les données expérimentales est généralement très faible, à l'exception de certains moments, notamment lors des premières, troisièmes et sixièmes journées. À chaque occasion, les variations ont pu être reliées à des augmentations instantanées dans la concentration des métaux lourds à l'affluent. Ce phénomène est bien connu en modélisation et il n'est pas spécifique aux métaux lourds. De plus, la différence entre le modèle et la réalité est très faible en comparaison avec les concentrations à l'affluent des métaux lourds, ce qui signifie que l'idée du modèle reliant l'enlèvement des métaux lourds à la sorption sur la boue est le processus qui joue le rôle le plus déterminant.

## REMERCIEMENTS

L'auteur (F.C.) tient à remercier la Chaire de recherche du Canada en modélisation de la qualité de l'eau dont le titulaire est Peter Vanrolleghem.

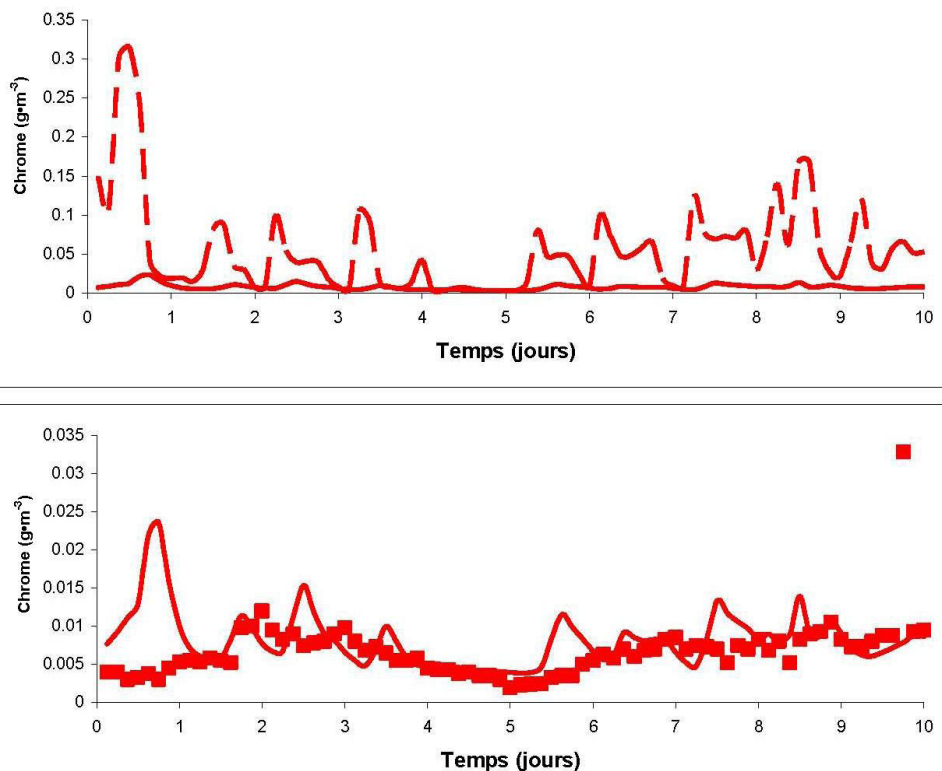


Figure 9. Concentration de chrome à l'effluent par rapport à l'affluent (haut) et aux données recueillies (bas). Lignes = simulation; Symboles = observations.

*Effluent chromium concentration compared to influent concentration (top) and observed data (bottom). Lines = simulation; Symbols = observations.*

## 6. RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- AGENCY FOR TOXIC SUBSTANCES AND DISEASE REGISTRY (2001). *Toxicological profiles*, ATSDR, Atlanta, GA.
- ALLISON, J.D. et T.L. ALLISON (2005). *Partition coefficients for metals in surface water, soil and waste*. Environ. Prot. Agency, Washington, DC, USA.
- BENDER, D.A. (2005). *A dictionary of food and nutrition*, Oxford University Press, Oxford, UK.
- BROWN, M.J. et J.N. LESTER (1979). Metal removal in activated sludge: The role of bacterial extracellular polymers. *Water Res.*, 13, 817-837.
- CHENG, M.H., J.W. PATTERSON et R.A. MINEAR (1975). Heavy metal uptake by activated sludge. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 47, 362-376.
- CHIPASA, K.B. (2003). Accumulation and fate of selected heavy metals in a biological wastewater treatment system. *Waste Manage.*, 23, 135-143.
- CODERRE, A. et P. LESSARD (1999). *Simulation du comportement dynamique d'unités de décantation primaire : évaluation du modèle de Takács et al. (1991)*. Département de génie civil, Université Laval, Québec, Canada. Rapport GCT-99-11, 92 p.
- FRIBERG, L., G. NORDBERG et V.B. VOUK (1979). *Handbook on the toxicology of metals*. Elsevier/North-Holland Biomed. Press, Amsterdam, Pays-Bas et New York, NY, USA.
- GOLDSTONE, M.E., P.W.W. KIRK et J.N. LESTER (1990a). The behavior of heavy metals during wastewater treatment. 1. Cadmium, chromium and copper. *Sci. Total Environ.*, 95, 233-252.
- GOLDSTONE, M.E., P.W.W. KIRK et J.N. LESTER (1990b). The behavior of heavy metals during wastewater treatment. 2. Lead, nickel and zinc. *Sci. Total Environ.*, 95, 253-270.
- HENZE, M., W. GUJER, T. MINO et M. VAN LOOSDRECHT (2000). *Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA Publishing (Éditeur), Londres, UK.
- JACOBSEN, B.N. et E. ARVIN (1996). Biodegradation kinetics and fate modelling of pentachlorophenol in bioaugmented activated sludge reactors. *Water Res.*, 30, 1184-1194.
- KARVELAS, M., A. KATSOYIANNIS et C. SAMARA (2003). Occurrence and fate of heavy metals in the wastewater treatment process. *Chemosphere*, 53, 1201-1210.
- LESSARD, P. (1989). *Operational river quality management: control of storm water discharges*. Thèse de doctorat, Imperial College of Science, Technology and Medicine, London, UK, 390 p.
- LESSARD, P. et M.B. BECK (1993). Dynamic modelling of the activated sludge process: A case study. *Water Res.*, 27, 963-978.
- LINDBLOM, E., K.V. GERNAEY, M. HENZE et P.S. MIKKELSEN (2006). Integrated modelling of two xenobiotic organic compounds. *Water Sci. Technol.*, 54, 213-221.
- MELCER, H., P.L. DOLD, R.M. JONES, C.M. BYE, I. TAKÁCS, H.D. STENSEL, A.W. WILSON, P. SUN et S. BURY (2003). Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling. *Water Environ. Res. Fdn.*, IWA Publishing, Alexandria, VA, USA.
- ROBERTS, J.R. (1999). Metal toxicity in children. Dans : *Training Manual on Pediatric Environmental Health: Putting It Into Practice*. CHILDREN'S ENVIRONMENTAL HEALTH NETWORK (Éditeur), San Francisco, CA, USA, pp. 115-133.
- TAKÁCS, I., G.G. PATRY et D. NOLASCO (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Res.*, 25, 1263-1271.
- VANHOOREN, H., J. MEIRLAEN, Y. AMERLINCK, F. CLAEYS, H. VANGHELUWE et P.A. VANROLLEGHEM (2003). WEST: modelling biological wastewater treatment. *J. Hydroinformatics*, 05, 27-50.
- WANG, L.P., R. GOVIND et R.A. DOBBS (1993). Sorption of toxic organic-compounds on waste-water solids - mechanism and modeling. *Environ. Sci. Technol.*, 27, 152-158.