

Réduction du modèle ASM 1 pour la commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées

Reduction of the ASM 1 model for optimal control of small-size activated sludge treatment plants

B. Chachuat, N. Roche and M. A. Latifi

Volume 16, Number 1, 2003

URI: <https://id.erudit.org/iderudit/705496ar>

DOI: <https://doi.org/10.7202/705496ar>

[See table of contents](#)

Publisher(s)

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

ISSN

0992-7158 (print)

1718-8598 (digital)

[Explore this journal](#)

Cite this article

Chachuat, B., Roche, N. & Latifi, M. A. (2003). Réduction du modèle ASM 1 pour la commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées. *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, 16(1), 5–26.
<https://doi.org/10.7202/705496ar>

Article abstract

In order to meet the stricter wastewater effluent guidelines adopted by the European Union, wastewater treatment plants require better management strategies. Wastewater treatment process models have become a major tool to design closed-loop control schemes. However, the dynamic models that are currently used in the simulation of activated sludge treatment plants (ASM 1, ASM 2 and, more recently, ASM 3 models) are highly dimensional and are not appropriate for on-line implementation (e.g., for model predictive control or optimal control). It is therefore important to develop reduced models that could be used for this purpose.

A reduced model was developed to describe the behaviour of alternating activated sludge treatment plants, with the aim of applying it to the optimal control of an aeration system. The reduction scheme was based on appropriate simplifications to the ASM 1 model (which is more appropriate for open-loop control). The objective was to verify if accurate predictions could be made time periods of several hours (about 8 h).

The present results are related to an existing small-size wastewater treatment plant. This plant was designed for 15,000 population-equivalents (p.e.) and consists of a primary treatment stage (screening, grit removal, primary sedimentation), followed by a secondary treatment stage (biological treatment). The latter consists of a single aeration tank of about 2,050 m³ equipped with 3 turbines which are operated cyclically to create alternating aerobic and anoxic conditions. Ammonia is converted into nitrate during air-on periods (nitrification step) and nitrate is subsequently removed during air-off periods (denitrification step). It is important to note that a dynamic model, based on the ASM 1 model and calibrated from a set of input/output measurements over a one-day period (Chachuat, 2001), was used here as a reference to perform model reduction.

The following two-level simplification procedure was applied:

· A homotopy method was first used to establish relationships between the states and the dynamics of the system, via an eigenvalue decomposition. The components that are associated with the slowest dynamics are then assumed constant to reduce the state space dimension. Heterotrophic ($X_{B,H}$) and autotrophic ($X_{B,A}$) biomass and inert particulate organic compounds (X_i) were detected as the slow state variables. It was found that the short-term dynamics of the dynamic model were not affected by assuming that $X_{B,H}$ and $X_{B,A}$ concentrations were constant. Eliminating these 3 state variables, along with the concentrations of soluble inert organic compounds (S_i), resulted in a 7-dimensional dynamic model.

· However, further simplifications were required to enable the on-line optimisation of the bioreactor aeration profiles with reasonable computational times. These simplifications consisted of taking into account the process specifications in order to reduce the state space dimension to 4 or 5, and were therefore based on more heuristic considerations. Both organic and nitrogenous compounds are under consideration: (i) a single organic compound (denoted as X_{DCO}) is formed by adding soluble and particulate organic compound concentrations, and (ii) the mathematical expression that describes the organic nitrogen hydrolysis process is simplified so that the dynamics with respect to soluble and particulate organic nitrogen are independent.

The two previous simplification steps produced a reduced 5-dimensional dynamic model with state variables X_{DCO} , S_{NO} , S_{NH} , S_{NO} and S_O . It should also be noted that the resulting model involved the parameters $Y_{H,ASM1}$, K_{NH} , K_{NO} , K_{O_2} , $K_{O_2,H}$, $K_{O_2,A}$, θ_{NH} and θ_{NO} that are identical to those defined in the original ASM 1 model by Henze et al. (1987). In addition, 7 specific parameters were defined (θ_1 , θ_2 , θ_3 , θ_4 , θ_5 , K_{DCO} , K_{NH}). These new parameters exhibited rather slow temporal variation, thus agreeing with the general ASM 1 model for short time periods.

Afterwards, a two-step procedure was applied to calibrate the model. This procedure first consisted of determining a reduced set of identifiable parameters by the use of both sensitivity and principal component analyses. Note that the inlet concentrations of organic compounds, ammonia nitrogen and soluble organic nitrogen may be considered as additional parameters since they are generally not measured on-line. The selected parameters (θ_1 , θ_2 , θ_3) and inlet concentrations (X_{DCO}^{in} , S_{NH}^{in} , S_{NO}^{in}) were then estimated by the application of a local gradient search method (successive quadratic programming, SQP). Comparisons between the dynamic behaviour of both reduced and ASM 1 models show that accurate predictions can be obtained over time periods of several hours (8 h). It was also shown that the reduced model was observable and structurally identifiable under aerobic and anoxic conditions from dissolved oxygen, ammonia and nitrate concentration measurements. These results therefore demonstrate the ability of the reduced model to be embedded into closed-loop control schemes.

The conclusions from this work are twofold: (i) The reduced model can be used as a basis to construct an on-line observer to estimate the unmeasured state variables, the unknown (most sensitive) parameters and inlet concentrations; (ii) Non-linear model predictive control (NMPC) schemes can then be implemented to operate the aeration system so that the nitrogen discharge or the energy consumption are minimised (optimal control).

The initial results demonstrate that the application of NMPC strategies is likely to give large reductions of nitrogen discharge with respect to usual operating strategies (e.g., oxygen or redox control). Such closed-loop control schemes are particularly efficient in dealing with large influent variations (inlet flow rate, concentration and composition) resulting from both human activities and climatic conditions, and inherent modelling uncertainties. However, an experimental validation of this control strategy on a pilot scale or an industrial scale is required to confirm these results.

Réduction du modèle ASM 1 pour la commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées

Reduction of the ASM 1 model for optimal control of small-size activated sludge treatment plants

B. CHACHUAT², N. ROCHE^{1*}, M.A. LATIFI²

Reçu le 2 avril 2002; accepté le 21 octobre 2002**

SUMMARY

In order to meet the stricter wastewater effluent guidelines adopted by the European Union, wastewater treatment plants require better management strategies. Wastewater treatment process models have become a major tool to design closed-loop control schemes. However, the dynamic models that are currently used in the simulation of activated sludge treatment plants (ASM 1, ASM 2 and, more recently, ASM 3 models) are highly dimensional and are not appropriate for on-line implementation (*e.g.*, for model predictive control or optimal control). It is therefore important to develop reduced models that could be used for this purpose.

A reduced model was developed to describe the behaviour of alternating activated sludge treatment plants, with the aim of applying it to the optimal control of an aeration system. The reduction scheme was based on appropriate simplifications to the ASM 1 model (which is more appropriate for open-loop control). The objective was to verify if accurate predictions could be made time periods of several hours (about 8 h).

The present results are related to an existing small-size wastewater treatment plant. This plant was designed for 15000 population-equivalents (p.e.) and consists of a primary treatment stage (screening, grit removal, primary sedimentation), followed by a secondary treatment stage (biological treatment). The latter consists of a single aeration tank of about 2050 m³ equipped with 3 turbines which are operated cyclically to create alternating aerobic and anoxic conditions. Ammonia is converted into nitrate during air-on periods (nitrification step) and nitrate is subsequently removed during air-off periods

1. IUT de Marseille, Département GC-GP, Université d'Aix-Marseille EA 884, BP 157, 13388 Marseille cedex 13, France.

2. Laboratoire des sciences du génie chimique, CNRS-ENSIC, BP 451, 1 rue Grandville, 54001 Nancy cedex, France.

* Correspondance. E-mail : nicolas.roche@univ.u-3mrs.fr

** Les commentaires seront reçus jusqu'au 30 septembre 2003.

(denitrification step). It is important to note that a dynamic model, based on the ASM 1 model and calibrated from a set of input/output measurements over a one-day period (CHACHUAT, 2001), was used here as a reference to perform model reduction.

The following two-level simplification procedure was applied:

- A homotopy method was first used to establish relationships between the states and the dynamics of the system, *via* an eigenvalue decomposition. The components that are associated with the slowest dynamics are then assumed constant to reduce the state space dimension. Heterotrophic ($X_{B,H}$) and autotrophic ($X_{B,A}$) biomasses and inert particulate organic compounds (X_I) were detected as the slow state variables. It was found that the short-term predictions of the dynamic model were not affected by assuming that X_I , $X_{B,H}$ and $X_{B,A}$ concentrations were constant. Eliminating these 3 states variables, along with the concentrations of soluble inert organic compounds (S_I), resulted in a 7-dimensional dynamic model.
- However, further simplifications were required to enable the on-line optimisation of the bioreactor aeration profiles with reasonable computational times. These simplifications consisted of taking into account the process specifications in order to reduce the state space dimension to 4 or 5, and were therefore based on more heuristic considerations. Both organic and nitrogenous compounds are under consideration: (i) a single organic compound (denoted as X_{DCO}) is formed by adding soluble and particulate organic compound concentrations, and (ii) the mathematical expression that describes the organic nitrogen hydrolysis process is simplified so that the dynamics with respect to soluble and particulate organic nitrogen are independent.

The two previous simplification steps produced a reduced 5-dimensional dynamic model with state variables X_{DCO} , S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} and S_O . It should also be noted that the resulting model involved the parameters Y_H , i_{NBM} , K_S , K_{NO} , $K_{O,H}$, $K_{NH,A}$, $\eta_{NO,g}$ and $\eta_{NO,h}$ that are identical to those defined in the original ASM 1 model by HENZE *et al.* (1987). In addition, 7 specific parameters were defined (θ_1 , θ_2 , θ_3 , θ_4 , θ_5 , K_{DCO} , K_{ND}). These new parameters exhibited rather slow temporal variation, thus agreeing with the general ASM 1 model for short time periods.

Afterwards, a two-step procedure was applied to calibrate the model. This procedure first consisted of determining a reduced set of identifiable parameters by the use of both sensitivity and principal component analyses. Note that the inlet concentrations of organic compounds, ammonia nitrogen and soluble organic nitrogen may be considered as additional parameters since they are generally not measured on-line. The selected parameters (θ_1 , θ_3 , θ_5) and inlet concentrations (X_{DCO}^in , S_{NH}^in) were then estimated by the application of a local gradient search method (successive quadratic programming, SQP). Comparisons between the dynamic behaviour of both reduced and ASM 1 models show that accurate predictions can be obtained over time periods of several hours (8 h). It was also shown that the reduced model was observable and structurally identifiable under aerobic and anoxic conditions from dissolved oxygen, ammonia and nitrate concentration measurements. These results therefore demonstrate the ability of the reduced model to be embedded into closed-loop control schemes.

The conclusions from this work are twofold: (i) The reduced model can be used as a basis to construct an on-line observer to estimate the unmeasured state variables, the unknown (most sensitive) parameters and inlet concentrations; (ii) Non-linear model predictive control (NMPC) schemes can then be implemented to operate the aeration system so that the nitrogen discharge or the energy consumption are minimised (optimal control).

The initial results demonstrate that the application of NMPC strategies is likely to give large reductions of nitrogen discharge with respect to usual ope-

rating strategies (e.g., oxygen or redox control). Such closed-loop control schemes are particularly efficient in dealing with large influent variations (inlet flow rate, concentration and composition) resulting from both human activities and climatic conditions, and inherent modelling uncertainties. However, an experimental validation of this control strategy on a pilot scale or an industrial scale is required to confirm these results.

Key-words: wastewater treatment, alternating activated sludge process, nutrient removal, ASM 1 model, model reduction, optimal control.

RÉSUMÉ

L'adoption par l'Union européenne de normes de rejets plus contraignantes implique une meilleure gestion des stations d'épuration. L'utilisation de modèles de simulation dynamique dans des schémas de commande en boucle fermée constitue une alternative intéressante pour répondre à ce problème.

Sur la base du modèle ASM 1, un modèle réduit est ici élaboré pour le procédé à boues activées en aération séquentielle, en vue de la commande optimale du système d'aération. Les simplifications considérées sont de deux types : (i) les dynamiques lentes du système sont identifiées au moyen d'une méthode d'homotopie, puis éliminées du modèle ; (ii) des simplifications plus heuristiques, consistant à prendre en compte un composé organique unique et à éliminer la concentration des composés organiques azotés, sont ensuite appliquées. Elles conduisent à un modèle simplifié de 5 variables. L'application d'une procédure d'identification paramétrique permet alors de démontrer que le comportement dynamique du modèle simplifié est en bonne adéquation avec celui du modèle ASM 1 sur un horizon de prédiction de plusieurs heures, même lorsque les concentrations de l'influent ne sont pas connues. Il est également vérifié que le modèle proposé est observable et structurellement identifiable, sous des conditions d'aérobiose et d'anoxie, à partir des mesures en ligne des concentrations en oxygène dissous, ammoniac et nitrate.

Le modèle simplifié développé présente ainsi toutes les propriétés requises pour une future utilisation au sein de schémas de commande en boucle fermée, en vue de la commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées.

Mots clés : traitement des eaux usées, procédé à boues activées, élimination des nutriments.

1 – INTRODUCTION

Le renforcement des exigences réglementaires sur le traitement de l'azote dans les stations d'épuration rend nécessaire l'amélioration des performances du procédé à boues activées. Respecter ces normes de rejet pose, pour les petites collectivités plus spécifiquement, des problèmes d'ordre technique et économique. L'utilisation de modèles mathématiques prend alors tout son intérêt pour aider à l'élaboration de stratégies de commande performantes et éventuellement à la commande en temps réel des unités de traitement.

Pour beaucoup de stations d'épuration de petite taille, le traitement s'effectue dans un bassin unique, agité et aéré au moyen d'aérateurs mécaniques de

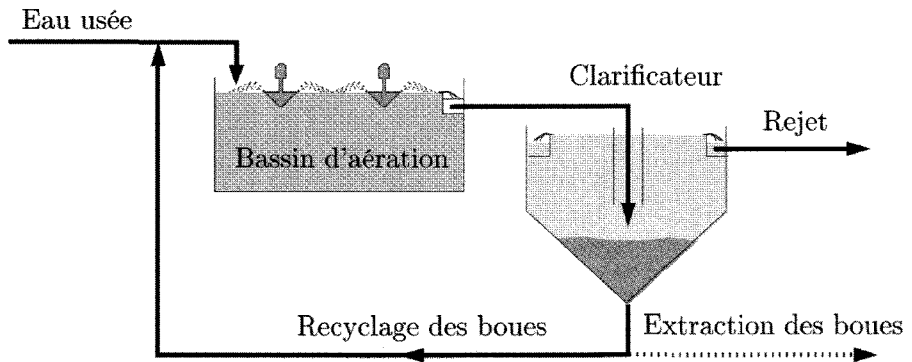


Figure 1 Procédé de traitement à boues activées en bassin unique.
Alternating aerobic-anoxic activated sludge treatment plant.

surface (turbines) (*figure 1*). L'élimination de l'azote est obtenue par l'alternance de conditions de fonctionnement aérobies (nitrification) et anoxiques (dénitrification). Traditionnellement, le séquencage des cycles d'aération est réalisé par l'utilisation de simples horloges, ou mieux, par l'asservissement de l'aérateur aux mesures données par des sondes à oxygène dissous, redox ou pH (HÉDUIE *et al.*, 1990 ; LEFÈVRE *et al.*, 1993 ; PAUL *et al.*, 1998). Plus récemment, l'utilisation de respiromètre a également été proposée (KLAPWIJK *et al.*, 1998). Plusieurs études menées sur des unités pilotes, comme sur des unités de tailles réelles, ont permis de valider l'utilisation de ces dispositifs pour le contrôle des stations d'épuration fonctionnant en aération séquentielle. Toutefois, bien que la fiabilité du procédé soit sensiblement améliorée par l'utilisation de tels dispositifs, le dépassement des normes de rejet en vigueur reste ponctuellement possible, notamment lorsque les charges polluantes sont élevées. D'autre part, les coûts de fonctionnement de l'aérateur peuvent s'avérer inutilement élevés.

Une alternative pour améliorer les performances du procédé consiste à appliquer les méthodes d'optimisation dynamique. Ces méthodes permettent de déterminer le profil d'aération du réacteur qui minimise un critère donné (consommation énergétique, rejets d'azote, etc.) tout en respectant des contraintes spécifiées (normes réglementaires de rejet, contraintes opératoires, etc.). De récents travaux ont permis de démontrer que l'application de ces méthodes pouvait donner des réductions conséquentes et durables du coût de fonctionnement, comme des rejets azotés, de ces stations d'épuration à boues activées fonctionnant en aération séquentielle (*e.g.*, CHACHUAT *et al.*, 2001a, b). Cependant, l'application directe des profils optimaux d'aération calculés en *boucle ouverte* est difficilement conciliable avec les fortes perturbations incidentes (débit, concentration et composition de l'influent) et les incertitudes inhérentes aux modèles mathématiques utilisés pour représenter le comportement dynamique du système. Ainsi, la mise en œuvre de la commande optimale du procédé en *boucle fermée* apparaît indispensable.

Dans cette perspective de mise en œuvre de la commande optimale du système d'aération, la première étape consiste à élaborer un modèle dynamique de fonctionnement du procédé qui soit à la fois :

- simple, pour permettre l'actualisation des politiques optimales d'aération en un temps raisonnable ;
- représentatif du comportement des procédés sur plusieurs heures, afin que le calcul des profils optimaux d'aération garde un sens.

• Proposé il y a près de 15 ans, le modèle ASM 1 de l'IAWQ¹ (HENZE *et al.*, 1987) a fait l'objet de nombreuses applications tant académiques que pratiques pour représenter les processus de dégradation des composés organiques et azotés dans les stations d'épuration à boues activées, et ses capacités de prédiction sont aujourd'hui largement éprouvées. Il apparaît cependant que ce modèle ne réalise pas le compromis recherché en raison de sa taille.

• Aussi, la plupart des travaux publiés à l'heure actuelle sur la réduction du modèle ASM 1 concernent les filières de traitement de type prédénitrification (HOEN *et al.*, 1996 ; JEPPSSON, 1996 ; STEFFENS et LANTS, 1999) ou BIODENITRO[®]/BIODENIPHO[®] (ISAACS *et al.*, 1995 ; ZHAO *et al.*, 1995 ; POTTER *et al.*, 1996). Dans le cadre des procédés fonctionnant en aération séquentielle, le nombre d'études relatives à la réduction du modèle ASM 1 reste en revanche peu important. De plus, le modèle proposé par ANDERSON *et al.* (2000), basé sur la linéarisation du modèle ASM 1, dispose d'un horizon de prédiction trop limité et conserve un nombre élevé de paramètres. Enfin, les modèles élaborés par LUKASSE *et al.* (1998a, b) et JULIEN *et al.* (1999) ne prennent pas en compte les composés organiques, qui jouent pourtant un rôle important dans les dynamiques des composés ammoniacaux et nitrés, et ne dispose donc pas d'horizons de prédictions suffisants.

Suite à ce constat, l'objectif de ce travail est d'élaborer un modèle réduit de fonctionnement du procédé à boues activées en aération séquentielle. La méthodologie adoptée, décrite dans la première partie de l'article, consiste à apporter deux types de simplifications au modèle ASM 1 :

- identification, puis simplification, des dynamiques lentes du système au moyen d'une méthode d'homotopie ;
- simplifications complémentaires, de natures plus *heuristiques*, afin de réduire plus encore la taille du modèle réduit.

Dans la seconde partie, les propriétés de prédiction de ce modèle sont étudiées en comparant son comportement dynamique à celui du modèle ASM 1. Ses propriétés d'observabilité et d'identifiabilité structurelle sont également détaillées dans le cadre d'une mesure partielle de l'état du modèle réduit. Les perspectives d'application de ce modèle sont nombreuses, notamment pour l'estimation en ligne de l'état et des paramètres du procédé, ainsi que dans le cadre de la commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées. Elles sont exposées dans la dernière partie de ce travail.

1. IAWQ: International Association on Water Quality.

2 – FORMULATION DU MODÈLE RÉDUIT

L'utilisation de modèles réduits est fréquente en traitement des eaux par boues activées pour l'observation de l'état, l'estimation en ligne des paramètres ou encore la commande des procédés (ZHAO et KÜMMEL, 1995 ; JEPPSON, 1996 ; JULIEN, 1997 ; LINDBERG, 1997 ; STEFFENS et LANTS, 1999). Le plus souvent, ces modèles sont formulés en apportant des simplifications aux modèles généraux ASM 1 et ASM 2 de l'IAWQ (HENZE *et al.*, 1987 ; GUJER *et al.*, 1995).

Le modèle ASM 1 constitue également le point de départ de ce travail, dans la mesure où il est aujourd'hui largement utilisé, tant dans le cadre d'applications industrielles qu'académiques. Il distingue 8 processus de dégradation pour la description des mécanismes biologiques d'oxydation des matières organiques, de nitrification et de dénitrification. Si l'on omet la description de l'alcalinité et si l'on associe les composés particuliers inertes avec ceux résultant du décès de la biomasse, ce modèle comporte 11 variables d'état qui sont définies dans le *tableau 1*. Le décanteur est ici modélisé comme un séparateur idéal, *i.e.* l'eau épurée ne contient pas de substances particulières, et les phénomènes d'accumulation ne sont pas représentés.

Tableau 1 Variables d'état du modèle ASM 1.

Table 1 State variables of the ASM 1 model.

↓	Composé	Symbole	Unité
1.	Matière organique soluble inerte	S_I	$g_{DCO} \cdot m^{-3}$
2.	Substrat facilement biodégradable	S_S	$g_{DCO} \cdot m^{-3}$
3.	Matière organique particulaire inerte	X_I	$g_{DCO} \cdot m^{-3}$
4.	Substrat lentement biodégradable	X_S	$g_{DCO} \cdot m^{-3}$
5.	Biomasse active hétérotrophe	$X_{B,H}$	$g_{DCO} \cdot m^{-3}$
6.	Biomasse active autotrophe	$X_{B,A}$	$g_{DCO} \cdot m^{-3}$
7.	Azote sous forme de nitrates et de nitrites	S_{NO}	$g_N \cdot m^{-3}$
8.	Azote sous forme d'ammoniaque	S_{NH}	$g_N \cdot m^{-3}$
9.	Azote organique soluble biodégradable	S_{ND}	$g_N \cdot m^{-3}$
10.	Azote organique particulaire biodégradable	X_{ND}	$g_N \cdot m^{-3}$
11.	Oxygène dissous	S_O	$g_{O_2} \cdot m^{-3}$

L'ensemble des résultats présentés dans la suite de cet article est relatif à une unité de traitement existante. Il s'agit d'une filière de traitement de capacité 15 000 équivalents-habitants (EH) comprenant un étage de prétraitement (dégrillage, dessablage, déshuilage et décantation primaire), suivi d'un étage

de traitement biologique. Ce dernier est constitué d'un bioréacteur unique de 2 050 m³ équipé de 3 turbines d'aération, ainsi que d'un clarificateur de type cylindroconique. Le modèle ASM 1 a fait l'objet d'une procédure d'identification paramétrique sur la base de mesures expérimentales réalisées en entrée, en sortie et sur les boues du système (CHACHUAT, 2001) ; les paramètres du modèle identifié sont reportés dans le *tableau 2*.

Tableau 2 Paramètres cinétiques et stœchiométriques du modèle ASM 1.

Table 2 Kinetic and stoichiometric parameters of the ASM 1 model.

Paramètres stœchiométriques			Paramètres cinétiques		
Y_H	0,758	$g_{\text{DCO}} \cdot g_{\text{DCO}}^{-1}$	μ_H	4,0	j^{-1}
Y_A	0,24	$g_{\text{DCO}} \cdot g_N^{-1}$	K_S	10,0	$g_{\text{DCO}} \cdot \text{m}^{-3}$
fr_{XI}	0,08	—	$K_{O,H}$	0,2	$g_{O_2} \cdot \text{m}^{-3}$
i_{NBM}	0,0678	$g_N \cdot g_{\text{DCO}}^{-1}$	$K_{NH,H}$	0,05	$g_N \cdot \text{m}^{-3}$
i_{NXI}	0,06	$g_N \cdot g_{\text{DCO}}^{-1}$	K_{NO}	0,5	$g_N \cdot \text{m}^{-3}$
			b_H	0,941	j^{-1}
			$\eta_{NO,g}$	0,8	—
			$\eta_{NO,h}$	0,8	—
			κ_h	3,0	$g_{\text{DCO}} \cdot g_{\text{DCO}}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$
			K_X	0,1	$g_{\text{DCO}} \cdot g_{\text{DCO}}^{-1}$
			μ_A	0,5	j^{-1}
			$K_{O,A}$	0,4	$g_{O_2} \cdot \text{m}^{-3}$
			$K_{NH,A}$	1,0	$g_N \cdot \text{m}^{-3}$
			b_A	0,05	j^{-1}
			κ_a	0,05	$\text{m}^3 \cdot g_{\text{DCO}}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$

2.1 Simplification des dynamiques lentes

Les procédés de traitement des eaux à boues activées sont caractérisés par des échelles de temps qui diffèrent de plusieurs ordres de grandeur. Séparer le modèle ASM 1 en modèles plus simples, adaptés à une échelle de temps donnée, apparaît donc comme une approche logique au processus de réduction. Il est nécessaire pour cela de caractériser, dans un premier temps, les dynamiques lentes et rapides du système, en les classant sur une base de temps.

Les valeurs propres λ_1 du système linéarisé tangent du modèle ASM 1 ont été calculées, puis associées aux variables d'état au moyen d'une méthode d'homotopie (ROBERTSON et CAMERON, 1997 ; STEFFENS *et al.*, 1997). Les résultats de cette analyse sur un cycle de fonctionnement — comprenant 1 heure d'aération et 1 heure d'arrêt — sont donnés sur la *figure 2*.

Au voisinage des instants de commutation de l'aérateur, les valeurs propres varient fortement et les bifurcations qui se produisent rendent leur association avec les variables d'état du système difficile. Ce comportement est toutefois temporaire (environ 10 min) et l'association est ensuite plus aisée. Les résultats obtenus indiquent alors clairement que les dynamiques des composés orga-

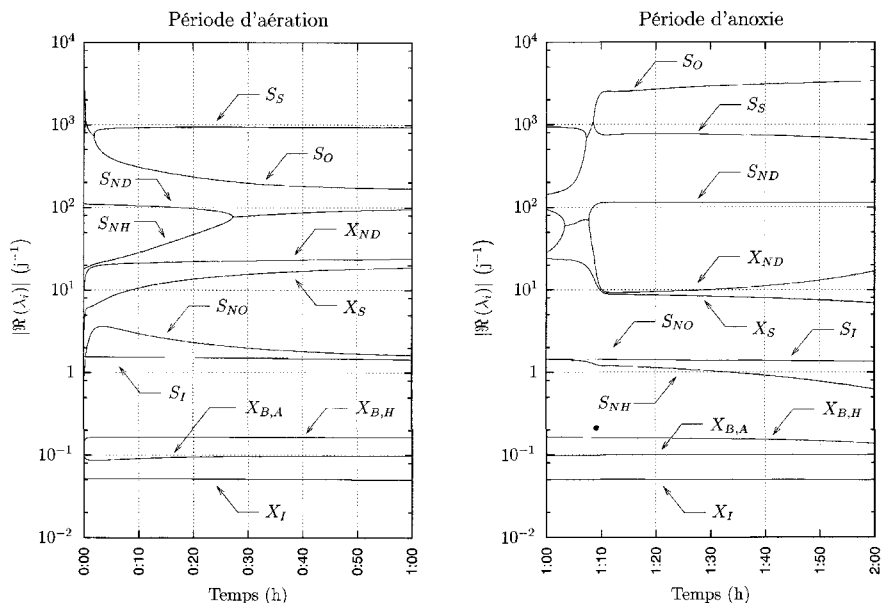


Figure 2 Évolution des valeurs propres du modèle ASM 1 lors d'un cycle de fonctionnement, comprenant 1 heure d'aération et 1 heure d'arrêt.

Temporal variations of the ASM 1 model eigenvalues during a 1-hour air-on period and a 1-hour air-off period.

niques particulières inertes (X_I) et des biomasses hétérotrophe ($X_{B,H}$) et autotrophe ($X_{B,A}$) sont nettement plus lentes que celles des autres composés du système, et ceci tout au long du cycle de fonctionnement. Étant donné que les dynamiques de ces composés ont des constantes de temps $\tau_i = \lambda_i^{-1}$ de l'ordre de plusieurs jours, il apparaît donc légitime de considérer que les concentrations X_I , $X_{B,H}$ et $X_{B,A}$ sont constantes sur des horizons de quelques heures. Précisons qu'il a pu être vérifié, à court terme, que ces simplifications ne dégradent pas les prédictions du modèle ASM 1 de façon significative. En les appliquant et en éliminant, de plus, la concentration en composés organiques solubles inertes S_I (dont la dynamique est découplée de celles des autres composés), le nombre de variables d'état est ainsi réduit de 11 à 7.

2.2 Simplifications complémentaires

Dans la perspective du calcul en ligne des politiques optimales d'aération du réacteur, en vue de la commande optimale en boucle fermée du procédé, il est néanmoins nécessaire de recourir à des simplifications complémentaires (pour des raisons de temps de calcul essentiellement). Il s'agit par là de tenir compte des spécificités du procédé étudié afin de limiter la dimension du modèle dynamique (4 ou 5 variables d'état au plus). Ces simplifications complémentaires concernent à la fois la description des composés organiques et des composés azotés.

2.2.1 Cas des composés organiques

Le modèle ASM 1 établit une distinction entre les composés biodégradables solubles (S_S), supposés directement assimilables par les micro-organismes, et particulières (X_S), qui doivent être préalablement hydrolysés en composés solubles pour pouvoir être assimilés. Ces composés jouent un rôle important dans le processus de dégradation de l'azote (processus de dénitrification notamment), et doivent par conséquent faire l'objet d'une attention particulière. La description de ces composés est ici simplifiée par le biais d'une variable d'état unique $X_{DCO} = S_S + X_S$, dont la dynamique s'écrit sous la forme :

$$\dot{X}_{DCO} = D^{in} \left(X_{DCO}^{in} - \frac{K_S}{K_{DCO}} X_{DCO} \right) - \frac{\theta_1}{Y_H} \frac{X_{DCO}}{K_{O,H} + X_{DCO}} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} + \eta_{NO,g} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) + \theta_2 \quad (1)$$

où D^{in} et X_{DCO}^{in} désignent respectivement le taux de dilution et la concentration des composés organiques relatifs à l'influent, et où les paramètres spécifiques taux θ_1 ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$), θ_2 ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$) et K_{DCO} ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) sont définis, en fonction des variables d'état et des paramètres du modèle ASM 1, par :

$$\theta_1 = \mu_H X_{B,H} \quad (2a)$$

$$\theta_2 = (1 - fr_{XI})(b_H X_{B,H} - b_A X_{B,A}) \quad (2b)$$

$$K_{DCO} = K_S \frac{X_S + S_S}{S_S} \quad (2c)$$

La prise en compte d'un composé organique unique permet ainsi d'éliminer une variable d'état supplémentaire et présente également l'avantage d'éviter la description du mécanisme d'hydrolyse des composés particuliers en composés solubles. Le composé X_{DCO} , ainsi défini, ne représente pas seulement la fraction particulière des composés organiques biodégradables, mais bien la somme des fractions solubles et particulières.

2.2.2 Cas des composés azotés

Quatre composés azotés S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} et X_{ND} sont distingués dans le modèle ASM 1. Dans la mesure où les concentrations en azote ammoniacal S_{NH} et en nitrate/nitrites S_{NO} constituent l'essentiel des rejets d'azote total et sont mesurables en ligne, il est difficilement concevable que ces composés n'apparaissent pas dans l'expression du modèle réduit. Les deux fractions d'azote organique soluble S_{ND} et particulière X_{ND} , dont le rôle est de décrire la formation interne de S_{NH} par les processus d'hydrolyse et d'ammonification, présentent en revanche moins d'intérêt. La simplification qui est ici appliquée consiste à découpler les dynamiques des deux composés azotés organiques, en simplifiant la description du mécanisme d'hydrolyse. La dynamique d'évolution des composés S_{ND} s'exprime alors sous la forme :

$$\dot{S}_{ND} = D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) - \theta_4 S_{ND} + \theta_5 \frac{X_{DCO}}{K_{ND} + X_{DCO}} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} + \eta_{NO,b} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \quad (3)$$

où S_{NH}^{in} désigne la concentration incidente des composés azotés organiques solubles et où les paramètres spécifiques θ_3 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{j}^{-1}$), θ_4 (j^{-1}), θ_5 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{j}^{-1}$) et ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) sont définis, en fonction des variables d'état et des paramètres du modèle ASM 1, par :

$$\theta_3 = \frac{H_A}{Y_A} X_{B,A} \quad (4a)$$

$$\theta_4 = \kappa_a X_{B,H} \quad (4b)$$

$$\theta_5 = \kappa_h \frac{X_{ND}}{X_S} X_{B,H} \quad (4c)$$

$$K_{ND} = K_X \frac{X_S + S_S}{X_S} X_{B,H} \quad (4d)$$

2.2.3 Étude des paramètres spécifiques

Afin de s'assurer de la validité des simplifications appliquées, il est nécessaire de vérifier que les nouveaux paramètres sont lentement variables dans le temps :

- Les paramètres θ_1 (équation 2a), θ_2 (équation 2b), θ_3 (équation 4a) et θ_4 (équation 4b) dépendent uniquement des paramètres et des variables d'état lentes du modèle ASM 1, et ne présentent donc que de faibles variations (figure 3).

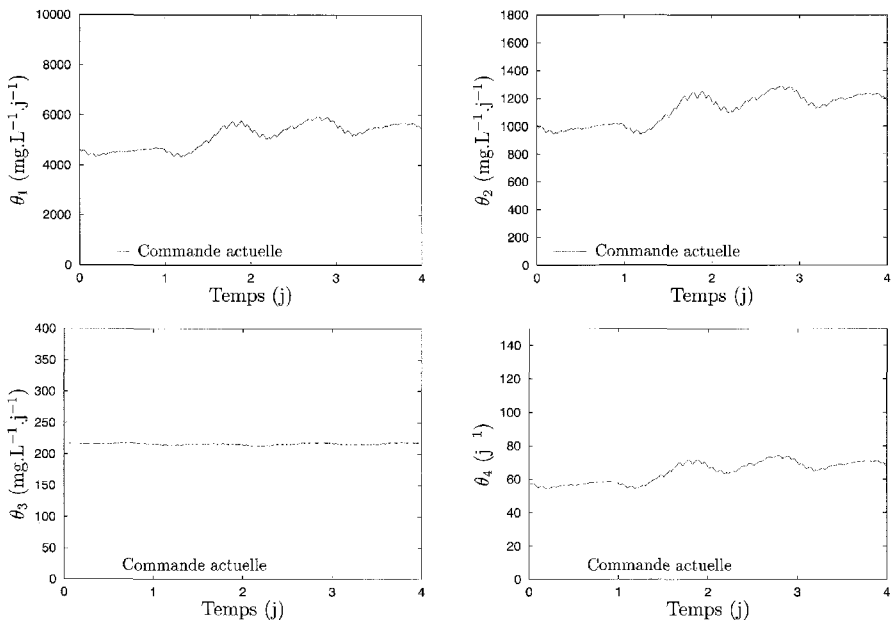


Figure 3 Variations des paramètres θ_1 , θ_2 , θ_3 et θ_4 lors d'une forte perturbation incidente.

θ_1 , θ_2 , θ_3 and θ_4 temporal variations during an overload period.

• En revanche, les paramètres K_{DCO} (équation 2c), θ_5 (équation 4c) et K_{ND} (équation 4d) dépendent des variables d'état rapides, par le biais des termes cinétiques $\frac{S_s}{S_s + X_s}$, $\frac{S_s + X_s}{X_s}$ et $\frac{X_{ND}}{X_s}$ respectivement. Les deux derniers varient peu, étant donné que l'essentiel des composés organiques est de nature particulaire, et que les composés organiques biodégradables et azotés font l'objet du même processus de dégradation (hydrolyse). Le premier rapport varie, en revanche, de façon plus significative. On peut noter que K_{DCO} conserve malgré tout une valeur moyenne stable, le plus souvent très supérieure à la concentration X_{DCO} , ce qui limite son influence sur les dynamiques du système (du fait du terme $\frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}}$). Les variations de ces 3 paramètres, obtenues en considérant une forte surcharge incidente, sont illustrées sur la figure 4.

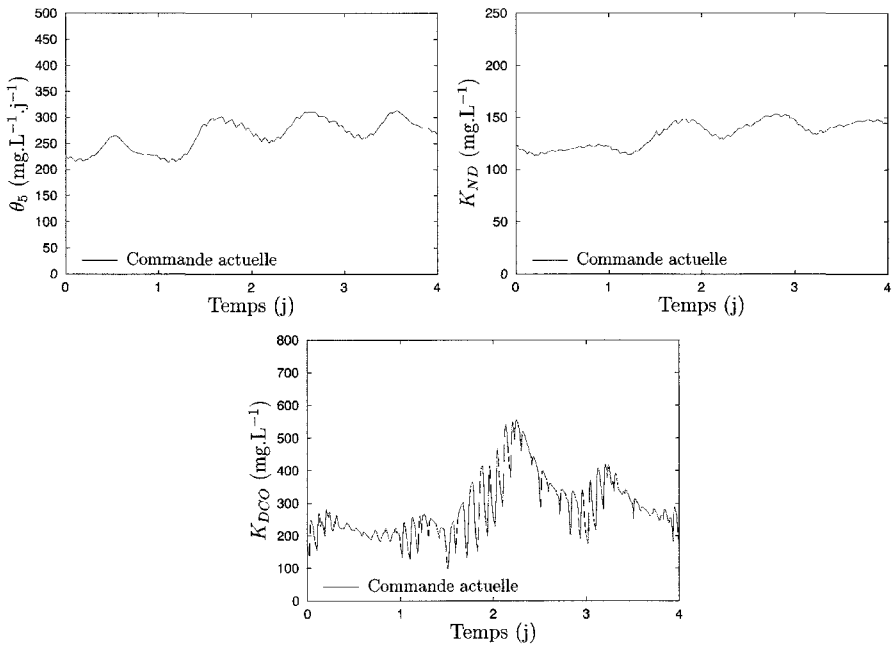


Figure 4 Variations des paramètres θ_5 , K_{ND} et K_{DCO} lors d'une forte perturbation incidente.

θ_5 , K_{ND} and K_{DCO} temporal variations during an overload period.

2.3 Expression du modèle réduit

Au final, le modèle dynamique ne comporte que 5 variables d'état (X_{DCO} , S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} et S_O) et est décrit par le système d'équations suivant :

$$\begin{aligned}
\dot{X}_{DCO} &= D^{in} \left(X_{DCO}^{in} - \frac{K_S}{K_{DCO}} X_{DCO} \right) - \frac{\theta_1}{Y_H} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} + \eta_{NO,g} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) + \theta_2 \\
\dot{S}_{NO} &= -D^{in} S_{NO} - \theta_1 \eta_{NO,g} \frac{1 - Y_H}{2.86} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} + \theta_3 \frac{S_{NH}}{K_{NH,A} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \\
\dot{S}_{NH} &= D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) - \theta_1 i_{NBM} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} + \eta_{NO,g} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \\
&\quad - \theta_3 \frac{S_{NH}}{K_{NH,A} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} + \theta_4 S_{ND} \\
\dot{S}_{ND} &= D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) - \theta_4 S_{ND} + \theta_5 \frac{X_{DCO}}{K_{ND} + X_{DCO}} \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} + \eta_{NO,h} \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \\
\dot{S}_O &= -D^{in} S_O - \theta_1 \frac{1 - Y_H}{Y_H} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} - 4.57 \theta_3 \frac{S_{NH}}{K_{NH,A} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} + \delta k_L a (S_O^{sat} - S_O)
\end{aligned} \tag{5}$$

où $\delta = 1$ au cours des périodes d'aération et $\delta = 0$ lors des périodes d'arrêt de l'aérateur.

Les paramètres Y_H , i_{NBM} , K_S , K_{NO} , $K_{O,H}$, $K_{NH,A}$, $\eta_{NO,g}$ et $\eta_{NO,h}$ sont identiques à ceux définis dans le modèle ASM 1 (HENZE *et al.*, 1987), alors θ_1 , θ_2 , θ_3 , θ_4 , θ_5 , K_{DCO} et K_{ND} sont issus des simplifications. D'autre part, les perturbations du système sont représentées par le taux de dilution où D^{in} et les concentrations X_{DCO}^{in} , S_{NH}^{in} et S_{ND}^{in} relatifs à l'influent.

Contrairement aux modèles proposés par ZHAO *et al.* (1995), LUKASSE *et al.* (1998a, b) ou JULIEN *et al.* (1999) pour la commande du procédé à boues actives en aération séquentielle, le modèle réduit (5) intègre la description du mécanisme de dégradation des composés organiques biodégradables, ainsi que celui de l'azote organique soluble. En revanche, les dynamiques de croissance des bactéries hétérotrophes et autotrophes ne sont pas explicitement prises en compte, comme c'est le cas dans les modèles élaborés par JEPPESSON (1996) et ANDERSON (2000). Dans la mesure où ces dynamiques sont lentes, elles sont prises en compte ici sous la forme de paramètres, qu'il s'agira d'actualiser lors de l'implémentation en ligne. Le modèle réduit (5) réalise ainsi un compromis, du point de vue de sa taille et de sa complexité, entre les travaux déjà publiés dans la littérature.

3 - ÉTUDE DU MODÈLE RÉDUIT

Le modèle réduit (5) ayant été formulé de manière à être utilisé au sein de schémas de commande en boucle fermée, il s'agit d'en étudier les propriétés afin de vérifier qu'il convient à cet usage. Dans cette section, une procédure d'identification hors-ligne est tout d'abord appliquée afin de vérifier que le comportement dynamique du modèle réduit est comparable à celui du modèle ASM 1 sur plusieurs heures ; les propriétés d'observabilité et d'identifiabilité structurelle de ce modèle sont ensuite étudiées dans le cadre d'une connaissance partielle de l'état du système.

3.1 Procédure d'identification paramétrique hors-ligne

Malgré les simplifications effectuées, les paramètres que comporte le modèle réduit sont nombreux. De plus, il est rare que les concentrations d'alimentation X_{DCO}^{in} , S_{NH}^{in} et S_{ND}^{in} soient mesurées en ligne sur les petites stations d'épuration, et il devient alors nécessaire de les estimer conjointement aux autres paramètres. Mais bien que ces paramètres soient, en grande partie, structurellement identifiables, l'identification d'un grand nombre de paramètres n'est généralement pas nécessaire, ni d'ailleurs souhaitable (paramètres peu sensibles, problèmes d'identifiabilité pratique, etc.). Aussi, afin de limiter le nombre de paramètres à estimer, la procédure d'identification suivante a été définie (CHACHUAT, 2001) :

- 1 – choix d'un jeu de paramètres structurellement identifiables ;
- 2 – sélection des paramètres les plus sensibles au moyen d'une procédure d'échantillonnage, e.g., échantillonnage de type *Latin Hypercube Sampling* (MCRAY et al., 1979) ;
- 3 – estimation des paramètres retenus au moyen d'un algorithme d'optimisation, e.g., méthode SQP ;
- 4 – détermination des intervalles et régions de confiance pour les paramètres identifiés afin de déceler les paramètres redondants et/ou peu sensibles ; le cas échéant, élimination de la procédure d'identification de ces paramètres et retour à l'étape 3.

L'application de cette procédure d'identification montre que les paramètres les plus sensibles sont :

- les paramètres spécifiques $\theta_1, \theta_2, \theta_3, \theta_4, \theta_5, K_{DCO}$ et K_{ND} ;
- les paramètres stœchiométriques Y_H et i_{NBM} ;
- les concentrations d'alimentation X_{DCO}^{in} et S_{NH}^{in} .

De plus, l'analyse des intervalles et des régions de confiance indique qu'il existe de fortes corrélations entre certains de ces paramètres, notamment :

- entre les paramètres $\theta_1, \theta_2, K_{DCO}$ et Y_H ;
- entre les paramètres θ_4 et i_{NBM} ;
- entre les paramètres θ_5 et K_{ND} .

Compte tenu de ces résultats, les paramètres Y_H et i_{NBM} sont retirés de la procédure d'identification ; bien que ces paramètres influencent fortement le comportement dynamique du modèle réduit, il est en effet naturel de conserver prioritairement ceux étant susceptibles de varier temporellement. Les couples de paramètres (θ_1, K_{DCO}) et (θ_5, K_{ND}) , sont également fortement corrélés. Ces corrélations résultent respectivement des termes cinétiques $\theta_1 \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}}$ et $\theta_5 \frac{X_{DCO}}{K_{ND} + X_{DCO}}$ du modèle réduit (5). Pour ces raisons, les constantes d'affinité K_{DCO} et K_{ND} sont également retirées de la procédure d'identification, au profit des paramètres θ_1 et θ_5 , plus sensibles.

Enfin, si l'on intègre le fait que les concentrations d'alimentation ne sont généralement pas mesurées en pratique, il est nécessaire de déterminer leurs valeurs conjointement aux paramètres du modèle réduit. Ceci induit alors des corrélations supplémentaires, notamment :

- entre la concentration X_{DCO}^{in} et le paramètre θ_2 ;
- entre la concentration S_{NH}^{in} et le paramètre θ_4 .

Ces corrélations s'ajoutent à celles détectées précédemment entre les paramètres du modèle. Elles résultent de la présence des termes $D^{in} X_{DCO}^{in} + \theta_2$ et $D^{in} S_{NH}^{in} + \theta_4 S_{ND}$ dans l'expression du modèle (5). Par la suite, les paramètres θ_2 et θ_4 (dont les variations sont peu importantes, *figure 3*) sont fixés de telle sorte que seules les concentrations X_{DCO}^{in} et S_{NH}^{in} soient estimées. Les paramètres sélectionnés à l'issue de la procédure d'identification sont donc les suivants : θ_1 , θ_3 , θ_5 , X_{DCO}^{in} et S_{NH}^{in} .

3.2 Résultats de l'identification hors-ligne

Faute de disposer de mesures expérimentales, le comportement du procédé est ici représenté au moyen du modèle ASM 1, avec comme paramètres ceux définis dans le *tableau 2*. Les « mesures » générées pour l'identification paramétrique du modèle réduit supposent que l'ensemble des concentrations X_{DCO} , S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} et S_O est mesuré à une période d'échantillonnage de 10 minutes.

Le modèle réduit comporte des paramètres cinétiques et stœchiométriques identiques à ceux définis dans le modèle ASM 1, ainsi que des paramètres spécifiques issus des simplifications.

- les valeurs par défaut adoptées pour les paramètres cinétiques et stœchiométriques sont prises égales à celles données dans le *tableau 2* ;
- celles des paramètres spécifiques correspondent à des conditions de fonctionnement stationnaires du procédé et sont données dans le *tableau 3* ;
- les concentrations de l'influent enfin, sont prises égales aux valeurs journalières moyennes mesurées : $X_{DCO}^{in} \approx 275 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $S_{NH}^{in} \approx 22 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ et $S_{ND}^{in} \approx 1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Tableau 3 Valeurs par défaut des paramètres spécifiques du modèle réduit.

Table 3 Parameter default values of the reduced model.

Paramètres spécifiques		
θ_1	4 500	$\text{g}_{DCO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{j}^{-1}$
θ_2	1 000	$\text{g}_{DCO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{j}^{-1}$
θ_3	210	$\text{g}_N\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{j}^{-1}$
θ_4	60	j^{-1}
θ_5	250	$\text{g}_N\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{j}^{-1}$
K_{DCO}	250	$\text{g}_{DCO}\cdot\text{m}^{-3}$
K_{ND}	120	$\text{g}_{DCO}\cdot\text{m}^{-3}$

Le critère J utilisé lors de l'identification correspond à la somme pondérée des écarts quadratiques entre les prédictions du modèle simplifié et les « mesures ». Les résultats de l'identification des paramètres θ_1 , θ_3 , θ_5 , X_{DCO}^n et S_{NH}^n sont détaillés dans le *tableau 4* ; les valeurs des sensibilités relatives

$\frac{\Delta J / J^*}{\Delta \theta_i / \theta_i^*}$ (calculées pour $\Delta \theta_i = 0,1 \theta_i^*$) y sont également reportées.

Tableau 4 Résultats de l'identification paramétrique.

Table 4 Calibration results.

Paramètre	Valeur	Sensibilité
		$\frac{\Delta J / J^*}{\Delta \theta / \theta^*}$
θ_1	4 779 $g_{DCO} \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$	5 380 %
θ_3	214,4 $g_N \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$	180 %
θ_5	237,6 $g_N \cdot m^{-3} \cdot j^{-1}$	1 870 %
X_{DCO}^n	173,9 $g_{DCO} \cdot m^{-3}$	660 %
S_{NH}^n	23,5 $g_N \cdot m^{-3}$	970 %

Les valeurs estimées des paramètres θ_1 , θ_3 et θ_5 sont cohérentes avec les variations représentées sur les *figures 3* et *4*. D'autre part, la faible valeur du critère d'identification J à l'optimum indique que les écarts de prédiction des modèles réduits et ASM 1 sont peu importants. La forte sensibilité du modèle réduit vis-à-vis de certains paramètres incite cependant à relativiser ces résultats. Une erreur, même faible, sur les valeurs de ces paramètres peut en effet notablement modifier les trajectoires d'état du système.

Une comparaison entre les prédictions des modèles réduit et ASM 1 est présentée sur la *figure 5*. À l'image de la valeur du critère d'identification, les écarts sont faibles pour l'ensemble des variables d'état. Les paramètres variant peu, les considérer constant durant l'opération n'induit effectivement pas de larges erreurs. On peut noter toutefois que la concentration en azote organique soluble est sous-estimée du fait que le paramètre θ_4 n'ait pas été estimé (cf. § 3.1) et que sa valeur par défaut ($\theta_4 = 60 j^{-1}$) soit (légèrement) surestimée. À noter également que la concentration incidente des composés organiques X_{DCO}^n est ici largement sous-estimée. Ceci est nécessaire pour compenser la surestimation du taux θ_2 de formation interne de X_{DCO} ($\theta_2 = 1\,000 mg \cdot L^{-1} \cdot j^{-1}$). Malgré ces erreurs, les bilans d'apport des composés organiques et de l'azote ammoniacal sont toutefois globalement respectés, comme l'illustre la *figure 6*.

Ces résultats montrent l'aptitude du modèle réduit à représenter le comportement dynamique du procédé, même lorsque les concentrations dans l'effluent ne sont pas mesurées, et ceci sur des horizons de plusieurs heures. Afin de compléter cette étude, les aspects relatifs à l'identification du modèle réduit dans le cas d'une mesure partielle de l'état font l'objet du paragraphe suivant.

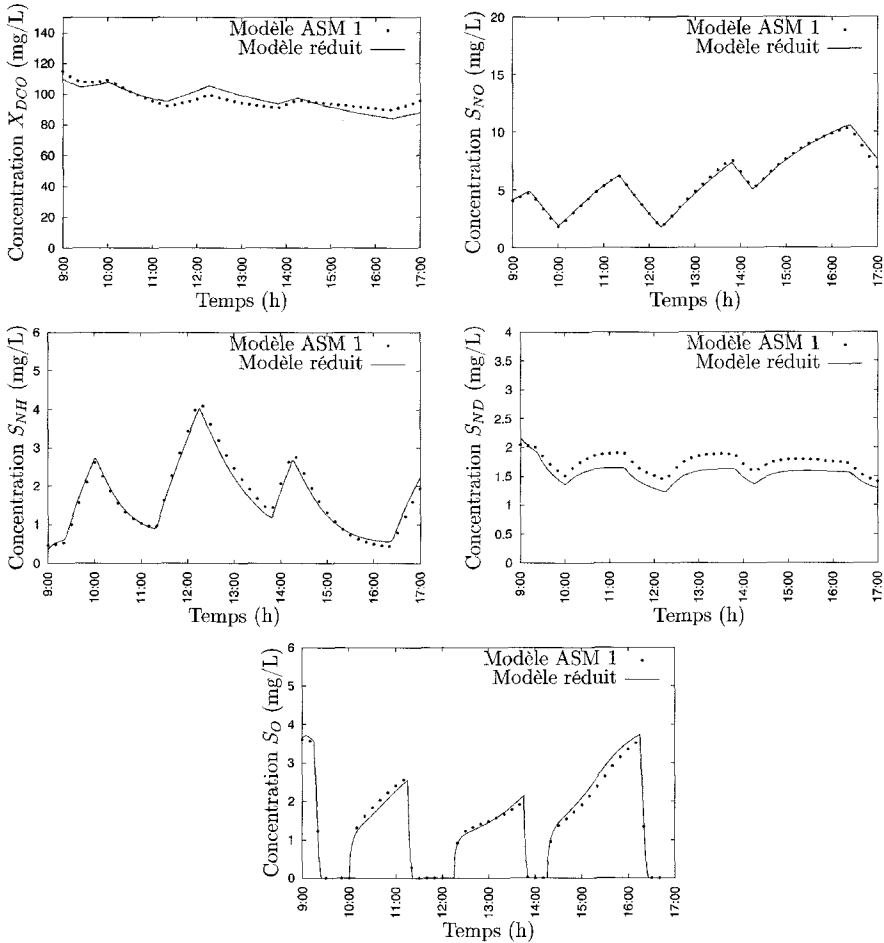


Figure 5 Résultats de l'identification paramétrique du modèle réduit sur un horizon de 8 heures.

Results of the reduced model calibration over 8 hours.

3.3 Utilisation en ligne du modèle réduit

Un des problèmes fondamentaux qui se pose pour la commande des stations d'épuration concerne le manque de capteurs disponibles. Néanmoins, en plus des sondes à oxygène dissous S_O aujourd'hui largement répandues, de nouveaux capteurs sont disponibles pour la mesure des concentrations en nitrate S_{NO} et en ammoniacque S_{NH} (WACHEUX *et al.*, 1993, 1996 ; LYNGGAARD-JENSEN *et al.*, 1996). Ces capteurs ne nécessitent plus de prise d'échantillons, sont robustes et ont des temps de réponse adaptés (typiquement de l'ordre de 5 à 10 min). En revanche, les concentrations des composés organiques biodégradables X_{DCO} et des composés azotés organiques solubles S_{ND} ne sont pas mesurables en ligne.

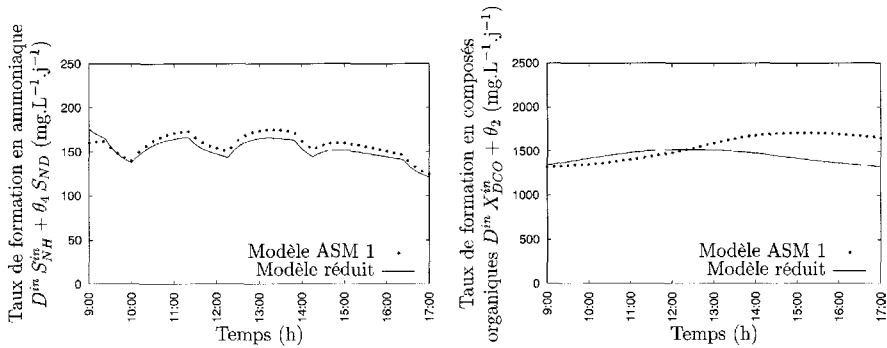


Figure 6 Prédications des taux de formation en ammoniaque S_{NH}^{in} et en composés organiques X_{DCO}^{in} .

Predictions of ammonia S_{NH}^{in} formation rate and organic compound X_{DCO}^{in} formation rate.

Face à cette mesure partielle de l'état du système, il devient nécessaire d'étudier l'observabilité et l'identifiabilité structurelle des paramètres du modèle réduit. L'étude de l'observabilité (NIJMEIJER et VAN DER SHAFT, 1991) permet de déterminer quelles sont les mesures dont il faut disposer pour reconstituer l'état du modèle réduit. D'autre part, l'étude de l'identifiabilité structurelle des paramètres (LLUNG et GLAD, 1994 ; WALTER et PRONZATO, 1996) permet de déterminer les paramètres et/ou combinaisons de paramètres, qui sont identifiables pour un ensemble donné de mesures (les paramètres considérés ici sont ceux qui ont été préalablement sélectionnés par la procédure d'identification hors-ligne, i.e. θ_1 , θ_3 , θ_5 , X_{DCO}^{in} et S_{NH}^{in}). Ces deux études ont été menées dans l'environnement de calcul symbolique MAPLE sur la base de l'algorithme proposé par SEDOGLAVIC (2001), en prenant le soin de distinguer les conditions de fonctionnement aérobies, anoxiques et anaérobies.

3.3.1 Conditions de fonctionnement aérobies

En présence d'oxygène dissous dans le bioréacteur, le modèle dynamique du procédé correspond au modèle réduit (5), avec $\delta = 1$. L'étude de l'observabilité montre que la seule mesure de concentration en oxygène dissous permet d'observer le système. De plus, les paramètres θ_1 , θ_3 , θ_5 , X_{DCO}^{in} et S_{NH}^{in} sont structurellement identifiables.

3.3.2 Conditions de fonctionnement anoxiques

Sous des conditions d'anoxie, l'absence d'oxygène dissous dans le bioréacteur permet de simplifier le modèle réduit (5) sous la forme suivante (6) page suivante.

On montre alors que la seule mesure de la concentration en ammoniaque permet d'observer le système, et que les paramètres θ_1 , θ_5 , X_{DCO}^{in} et S_{NH}^{in} sont par ailleurs structurellement identifiables lorsque les concentrations en ammoniaque et en nitrate sont mesurées en ligne (le paramètre θ_3 n'apparaissant plus dans l'expression du modèle).

$$\begin{aligned}
 \dot{X}_{DCO} &= D^{in} \left(X_{DCO}^{in} - \frac{K_S}{K_{DCO}} X_{DCO} \right) - \frac{\theta_1}{Y_H} \eta_{NO,g} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} + \theta_2 \\
 \dot{S}_{NO} &= -D^{in} S_{NO} - \theta_1 \eta_{NO,g} \frac{1 - Y_H}{2.86 Y_H} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \\
 \dot{S}_{NH} &= D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) - \theta_1 i_{NBM} \eta_{NO,g} \frac{X_{DCO}}{K_{DCO} + X_{DCO}} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} + \theta_4 S_{ND} \\
 \dot{S}_{ND} &= D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) - \theta_4 S_{ND} + \theta_5 \eta_{NO,h} \frac{X_{DCO}}{K_{ND} + X_{DCO}} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}}
 \end{aligned} \tag{6}$$

3.3.3 Conditions de fonctionnement anaérobies

Sous des conditions d'anaérobie pour terminer, l'absence d'oxygène dissous et de nitrate permet à nouveau de simplifier le système dynamique (6) sous la forme suivante :

$$\begin{aligned}
 \dot{X}_{DCO} &= D^{in} \left(X_{DCO}^{in} - \frac{K_S}{K_{DCO}} X_{DCO} \right) + \theta_2 \\
 \dot{S}_{NH} &= D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) + \theta_4 S_{ND} \\
 \dot{S}_{ND} &= D^{in} (S_{NH}^{in} - S_{NH}) - \theta_4 S_{ND}
 \end{aligned} \tag{7}$$

La mesure de la concentration en ammoniacque permet d'observer la concentration des composés azotés organiques solubles S_{ND} et le paramètre S_{NH}^{in} est structurellement identifiable. En revanche, la dynamique des composés organiques X_{DCO} devient indépendante des autres dynamiques du système, et leur concentration n'est alors plus observable. De plus, la concentration de X_{DCO} n'étant plus observable, les paramètres θ_1 , θ_5 , X_{DCO}^{in} ne sont pas structurellement identifiables.

Il est important de noter que ce comportement n'est pas spécifique au modèle réduit (5), mais qu'il résulte du fait que les processus de dégradation en conditions d'anaérobie ne sont pas décrits dans le modèle ASM 1. Il convient de préciser, d'autre part, que cette non observabilité n'est pas problématique en pratique dans la mesure où ces conditions de fonctionnement anaérobies sont généralement de courtes durées pour le procédé à boues activées par rapport aux phases de fonctionnement aérobies et anoxies. Remarquons pour terminer, que la mesure du potentiel redox pourrait permettre d'apporter une solution à la non observabilité des composés organiques. Cette mesure n'est cependant pas prise en compte dans ce travail étant donné qu'il n'existe pas de méthodes simples permettant de calculer le potentiel redox en fonction des variables d'état classiques du modèle ASM 1 (HÉDUIET et THÉVENOT, 1992 ; RYCKAERT, 1998).

Au terme de cette analyse, il apparaît donc que le modèle réduit proposé est apte, de par ses propriétés de prédictibilité, d'observabilité et d'identifiabilité, à être utilisé dans un schéma de commande en boucle fermée.

4 – CONCLUSIONS ET PERSPECTIVES

L'utilisation de modèles de simulation dynamique dans des schémas de commande en boucle fermée constitue une alternative intéressante pour faire face aux renforcements des normes de rejet prévu par l'Union européenne. En vue de la commande optimale du procédé à boues activées en aération séquentielle, un modèle réduit basé sur le modèle ASM 1 a été présenté dans ce papier. Les simplifications apportées au modèle ASM 1 sont de deux types :

- la réduction des dynamiques lentes du système après les avoir identifiées au moyen d'une méthode d'homotopie ;
- l'application de simplifications plus heuristiques consistant à prendre en compte un composé organique unique et à éliminer la concentration des composés organiques azotés. Elles conduisent à un modèle réduit de 5 variables d'état.

L'application d'une procédure d'identification paramétrique hors-ligne a permis de vérifier que le comportement dynamique du modèle réduit est proche de celui du modèle ASM 1 sur plusieurs heures, bien que seuls 3 paramètres et 2 concentrations d'alimentation soient estimés. Enfin, il a été démontré que le modèle réduit est observable et que le jeu de paramètre retenu est structurellement identifiable sous des conditions d'aérobiose et d'anoxie, lorsque seules les concentrations en oxygène dissous, en ammoniacque et en nitrate sont mesurées en ligne.

À l'issue de ce travail, il apparaît ainsi que le modèle réduit développé présente toutes les propriétés requises pour une future utilisation dans un schéma de commande en boucle fermée, et notamment dans le cadre de la commande optimale du procédé à boues activées en aération séquentielle.

4.1 Perspectives

De récents travaux ont permis d'établir que les performances du procédé à boues activées en aération séquentielle pouvaient être très sensiblement améliorées — en terme de consommation énergétique, comme du point de vue de la concentration des rejets — par rapport aux modes de gestion actuellement utilisés par l'application des méthodes d'optimisation dynamique (CHACHUAT *et al.*, 2001a, b). Cependant, l'implémentation directe des profils optimaux d'aération calculés en *boucle ouverte* présente de nombreux inconvénients. Les larges variations des flux de pollution, les incertitudes des modèles mathématiques utilisés et les bruits de mesure peuvent en effet induire de fortes variations des conditions optimales de fonctionnement du procédé. Ces aspects motivent clairement l'application de schémas de commande prédictive non-linéaire (NMPC), de manière à actualiser en ligne les politiques optimales de fonctionnement du procédé en fonction des perturbations.

La mise en œuvre d'algorithme de type NMPC est actuellement à l'étude, sur la base du modèle réduit proposé. Elle s'effectue en deux étapes :

• L'observation et l'estimation en ligne de l'état et des paramètres du modèle

La connaissance précise des variables d'état est essentielle pour la commande optimale du procédé sous peine d'optimiser un système irréaliste. Or

on l'a vu, le modèle simplifié (5) comporte 5 variables d'état, parmi lesquelles les concentrations en composés organiques et en azote organique soluble ne sont pas mesurées en ligne. Il est donc nécessaire d'avoir recours à des observateurs d'état (ou capteurs logiciels) qui, à partir d'un modèle de connaissance du procédé et des mesures issues de capteurs physiques, permettent d'estimer les variables d'état qui ne sont pas accessibles en ligne. Comme les concentrations d'alimentation ne sont pas non plus mesurées et que certains paramètres peuvent présenter d'importantes variations temporelles — qui risquent d'induire des biais d'estimation pour les variables d'état et de modifier notablement les conditions optimales de fonctionnement du procédé —, il est également nécessaire d'associer un algorithme d'estimation paramétrique à cet observateur.

• L'actualisation des politiques optimales d'aération

À partir des valeurs de l'état et des paramètres actualisés par l'algorithme d'estimation, les politiques optimales d'aération du bioréacteur sont à leur tour actualisées en résolvant un problème d'optimisation dynamique en ligne. Le système d'aération du réacteur étant de type tout-ou-rien, l'optimisation des profils d'aération du réacteur consiste ici à déterminer ses plages de fonctionnement et d'arrêt.

Les deux étapes de l'algorithme NMPC sont illustrées sur la *figure 7*, où, \mathbf{x} , \mathbf{y} , $\boldsymbol{\theta}$ et \mathbf{p} correspondent respectivement aux vecteurs d'état, de sortie, des paramètres du modèle simplifié et des paramètres d'optimisation du procédé.

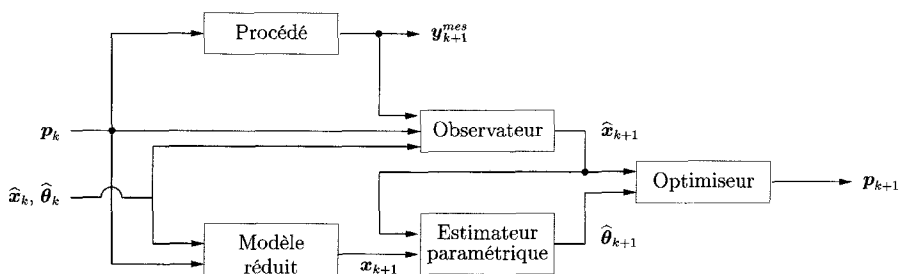


Figure 7 Algorithme de commande prédictive non-linéaire du procédé. *Non-linear model-based predictive control scheme.*

Les premiers résultats obtenus — en utilisant le filtre de Kalman étendu et un algorithme d'estimation paramétrique non récursif des moindres carrés — indiquent que la commande optimale du procédé est susceptible d'apporter de larges améliorations par rapport aux modes de gestion habituels du procédé. Ils demandent cependant à être confirmés par le biais de simulations numériques complémentaires et d'études expérimentales (pilotes), notamment dans des conditions de fonctionnement inhabituelles du procédé (surcharges, etc.). À terme, cette étude devrait déboucher sur une application à l'échelle industrielle, étape indispensable pour permettre de statuer sur l'applicabilité pratique et les potentialités réelles de la commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- ANDERSON J.S., KIM H., MCAVOY T.J., HAO O.J., 2000. Control of an alternating aerobic-anoxic activated sludge system – Part 1: Development of a linearization-based modeling approach. *Contr. Eng. Pract.*, 8, 271-278.
- CHACHUAT B., ROCHE N., LATIFI M.A., 2001a. Dynamic optimisation of small-size wastewater treatment plants including nitrification and denitrification processes. *Comput. Chem. Eng.*, 25 (4/6), 585-593.
- CHACHUAT B., ROCHE N., LATIFI M.A., 2001b. Minimisation of nitrogen discharge for small size wastewater treatment plants. In: *Proc. 3rd European Congress of Chemical Engineering (ECCE'3)*, 26-28 juin 2001, Nuremberg, Germany.
- CHACHUAT B., 2001. *Méthodologie d'optimisation dynamique et de commande optimale des petites stations d'épuration à boues activées*. Ph.D. thesis, Institut national polytechnique de Lorraine, Nancy, France.
- GUJER W., HENZE M., MINO T., MATSUO T., WENTZEL M.C., MARAIS G.v.R., 1995. The Activated Sludge Model No. 2 : Biological phosphorus removal. *Water Sci. Technol.*, 31 (2), 1-11.
- HÉDUIT A., DUCHÉNE P., SINTES L., 1990. Optimization of nitrogen removal in small activated sludge plants. *Water Sci. Technol.*, 22 (3-4), 123-130.
- HÉDUIT A., THÉVENOT D.R., 1992. Elements in the interpretation of platinum electrode potentials in biological treatment. *Water Sci. Technol.*, 21, 946-956.
- HENZE M., GRADY C.P.L., GUJER W., MARAIS G.v.R., MATSUO T., 1987. *Activated Sludge Model No. 1*. Technical Report No. 1, IAWQ, Londres.
- HOEN K., SCHUHEN M., KOHNE M., 1996. Control of nitrogen removal in wastewater treatment plants with predenitrification, depending on the actual purification capacity. *Water Sci. Technol.*, 33 (1), 223-236.
- ISAACS S.H., ZHAO H., SØEBERG S., Kümmel M., 1995. Modeling the nitrogen dynamics in an alternating activated sludge process. *Math. and Comput. in Simulation*, 39, 617-626.
- JEPSSON U., 1996. *Modelling aspects of wastewater treatment processes*. Ph.D. thesis, Lund Institute of Technology.
- JULIEN S., 1997. *Modélisation et estimation pour le contrôle d'un procédé boues activées éliminant l'azote des eaux résiduaires urbaines*. Ph.D. thesis, Institut National Polytechnique de Toulouse, France.
- KLAPWIJK A., BROUWER H., VROLIJK E., KUJAWA K., 1998. Control of intermittently aerated nitrogen removal plants by detecting end-points of nitrification and denitrification using respirometry only. *Water Res.*, 32 (5), 1700-1703.
- KOCH F.A., OLDHAM W.K., 1985. Oxidoreduction potential: a tool for monitoring control and optimization of biological nutrient removal systems. *Water Sci. Technol.*, 17, 259-281.
- LEFÈVRE F., AUDIC J.M., BUJON B., 1993. Automatic regulation of activated sludge aeration – Single-tank nitrification-denitrification. *Water Sci. Technol.*, 28 (10), 289-298.
- LINDBERG C.-F., 1997. *Control and Estimation Strategies Applied to the Activated Sludge Process*. Ph.D. thesis, Uppsala University.
- LLJUNG L., GLAD T., 1994. On global identifiability for arbitrary model parametrization. *Automatica*, 2, 265-276.
- LUKASSE L.J.S., KEESMAN K.J., VAN STRATEN G., 1998a. A recursive identified model for short term prediction of NH_4/NO_3 concentrations in alternating activated sludge processes. *J Process. Contr.*, 9, 87-100.
- LUKASSE L.J.S., KEESMAN K.J., KLAPWIJK A., VAN STRATEN G., 1998b. A comparison of NH_4/NO_3 control strategies for alternating activated sludge processes. *Water Sci. Technol.*, 39 (4), 93-102.
- LYNGGAARD-JENSEN A., EISUM N.H., RASMUSSEN I., SVANKJÆR JACOBSEN H., STRENSTRØM T., 1996. Description and test of a new generation of nutrient sensors. *Wat Sci. Technol.*, 33 (1), 25-35.

- MCRAY M.D., CONOVER W.J., BECKMAN R.J., 1979. A Comparison of three methods for selecting values of input variables in the analysis of output from a computer code. *Technometrics*, 21, 239-245.
- NIJMEIJER H., VAN DER SCHAFT A.J., 1991. *Nonlinear dynamical control system*. Springer-Verlag, New York.
- PAUL E., PLISSON SAUNE S., MAURET M., CANTET J., 1998. Process state evaluation of alternating anoxic-aerobic activated sludge using ORP, pH and DO. *Water Sci. Technol.*, 38 (3), 299-306.
- POTTER T.G., KOOPMAN B., SVORONOS S.A., 1996. Optimization of a periodic biological process for nitrogen removal from wastewater. *Water Res.*, 30 (1), 142-152.
- ROBERTSON G.A., CAMERON I.T., 1997. Analysis of dynamic process models for structural insight and model reduction – Part 1. Structural identification measures. *Comput. Chem. Eng.*, 21 (5), 455-473.
- RYCKAERT V., 1998. *Model based optimization and control of bioprocesses – From theory to practice*. Ph.D. thesis, Katholieke Universiteit Leuven, Belgium.
- SEDOGLAVIC A., 2001. A probabilistic algorithm to test local algebraic identifiability in polynomial time. *Proc. International Symposium on Symbolic and Algebraic Computation ISSAC'2001*, University of Western Ontario, Canada.
- STEFFENS M.A., LANT P.A., NEWELL R.B., 1997. A systematic approach for reducing complex biological wastewater treatment models. *Water Res.*, 31 (3), 590-606.
- STEFFENS M.A., LANTS P.A., 1999. Multi-variable control of nutrient-removing activated sludge systems. *Water Res.*, 33 (12), 2864-2878.
- WACHEUX H., DA SILVA S., LASAVRE J., 1993. Inventory and assessment of automatic nitrate analysers for urban sewage works. *Water Sci. Technol.*, 28 (11-12), 489-498.
- WACHEUX H., MILLION J.-L., GUILLO C., ALVES E., 1996. NH₄ automatic analysers for wastewater treatment plant: evaluation test at laboratory and field level. *Water Sci. Technol.*, 33 (1), 193-201.
- WALTER E., PRONZATO, 1996. On the identifiability and distinguishability of nonlinear parametric models. *Mathematics & Computers in Simulation*, 42, 125-134.
- ZHAO H., ISAACS S.H., SØEBERG A., KÜMMEL M., 1995. An analysis of nitrogen removal and control strategies in an alternating activated sludge process. *Water Res.*, 29 (2), 535-544.
- ZHAO H., KÜMMEL M., 1995. State and parameter estimation for phosphorus removal in an alternating activated sludge process. *J Process. Contr.*, 5 (5), 341-351.