

CONTROLE ADAPTIF DU PROCÉDÉ A BOUES ACTIVÉES

INRS-Eau, rapport scientifique No 347

Couillard, Denis
Bédard, Sophie
Zhu, Shucui

Institut national de la recherche scientifique (INRS-Eau)
Université du Québec
2700, rue Einstein
Sainte-Foy, Québec
G1V 4C7

Août 1991

RESUME

Une stratégie de contrôle adaptif capable d'ajuster ses paramètres afin de compenser la variation des conditions opératoires est développée pour le procédé à boues activées. La stratégie se compose de trois contrôleurs de variance minimum. Le premier contrôle la concentration de substrat à la sortie du réacteur en réglant le taux de recyclage des boues et le second manipule le débit d'aération en vue de contrôler la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur. Quant au troisième, il maintient le niveau des boues à l'intérieur du décanteur secondaire en ajustant la quantité de boues purgée. Une étude de simulation du procédé est effectuée afin de valider la stratégie de contrôle.

La performance du procédé, avec et sans contrôle, est examinée sous différentes conditions de l'affluent: débit sinusoïdal, concentration de substrat sinusoïdale, choc hydraulique et choc organique. Il est démontré que la stratégie de contrôle améliore considérablement la performance du procédé.

TABLE DES MATIERES

Liste des tableaux	IV
Liste des figures	V
	page
Introduction	1
1. Revue de littérature sur le contrôle adaptif	3
2. Modélisation du procédé à boues activées	7
2.1. Modèle du réacteur biologique	9
2.2. Modèle du décanteur secondaire	12
3. Développement de la stratégie de contrôle	17
3.1. Principe du contrôle adaptif	17
3.2. Contrôle de la concentration de substrat et d'oxygène dissous du réacteur	19
3.3. Contrôle de la hauteur du lit de boues	25
4. Méthodologie de simulation	26
5. Résultats et discussion	29
5.1. Résultats de la simulation du modèle du réacteur	29
5.2. Résultats de la simulation du modèle du réacteur et du décanteur	35
Conclusion	41
Références	43
Annexes	
A. Effet des métaux lourds sur le procédé à boues activées	47
B. Programme informatique	51

LISTE DES TABLEAUX

	page
TABLEAU 1. Valeurs des paramètres du procédé	26.A
TABLEAU 2. Valeurs initiales des variables	26.A

LISTE DES FIGURES

	page
FIGURE 1. Shéma du procédé à boues activées	8
FIGURE 2. Processus général du contrôle adaptif	18
FIGURE 3. Stratégie de contrôle adaptif	24
FIGURE 4. Conditions de l'affluent	27
FIGURE 5. Réponse du procédé à un affluent de débit sinusoïdal	31
FIGURE 6. Réponse du procédé à un affluent de concentration en substrat sinusoïdale	32
FIGURE 7. Réponse du procédé à un choc hydraulique	33
FIGURE 8. Réponse du procédé à un choc organique	34
FIGURE 9. Réponse du procédé au contrôle du niveau des boues du décanteur lors d'un choc hydraulique	37
FIGURE 10. Réponse du procédé au contrôle du niveau des boues du décanteur lors d'un choc organique	38
FIGURE A-1. Réponse du procédé à une concentration sinusoïdale de métaux lourds dans l'affluent	49

INTRODUCTION

Le procédé de traitement des eaux usées par boues activées se distingue des autres procédés industriels du fait qu'il est fréquemment soumis à d'importantes variations dans les conditions opératoires. Les stations de traitement des eaux étant généralement conçues pour opérer dans des conditions fixes, les perturbations associées au débit d'alimentation, à la concentration ou à la composition de l'affluent risquent d'affecter l'opération d'épuration. Un contrôle automatisé doit donc être implanté afin d'assurer l'efficacité du procédé et de maintenir la qualité de l'effluent rejeté au milieu.

La régulation automatique des procédés chimiques s'est développée énormément depuis les dernières décennies. Les stratégies de contrôle manuelles appliquées au tout début ont été remplacées par des techniques de contrôle hautement perfectionnées. Par contre, l'application de ces techniques au traitement biologique des eaux usées se développe beaucoup plus lentement. Le fait que le traitement des eaux usées ne soit pas ^{généralement} un procédé productif et que l'automatisation ne contribue pas à augmenter les profits limitent la motivation à investir dans de tels systèmes. Cependant, l'augmentation des coûts énergétiques ainsi que le resserrement des normes environnementales accentuent la recherche dans ce domaine.

La difficulté à mesurer certaines variables clés du procédé à boues activées complique le développement des stratégies de contrôle. Le procédé à boues activées présentant un comportement non linéaire et la fonction de transfert utilisée pour la conception du contrôle variant selon la région d'opération, un contrôleur à paramètres fixes pourrait donner des résultats inacceptables si les conditions opératoires variaient. Il devient donc nécessaire de développer une stratégie de contrôle adaptif, c'est-à-dire capable d'ajuster automatiquement ses paramètres en réponse à un changement dans les conditions opératoires.

L'objectif de ce travail est de concevoir une stratégie de contrôle adaptif capable d'améliorer la performance du procédé à boues activées. A cette fin, un modèle d'estimation dynamique du procédé ainsi qu'une loi de contrôle adaptif sont développés pour les trois contrôleurs de variance minimum qui constituent la stratégie. La validation de cette stratégie est effectuée au moyen de simulations de la performance du procédé sous différentes conditions opératoires. Dans un premier temps, la simulation concerne uniquement le réacteur biologique. Par la suite, la modélisation et le contrôle des paramètres du décanteur secondaire sont ajoutés. Le procédé peut ainsi être étudié en entier.

1. REVUE DE LITTERATURE SUR LE CONTROLE ADAPTIF

La difficulté majeure rencontrée lors du contrôle des procédés biotechnologiques découle de la variabilité des paramètres cinétiques en fonction des conditions opératoires et du nombre limité de variables pouvant être mesurées en cours d'opération (Marseli-Libelli). De là l'intérêt pour le contrôle adaptif.

La théorie du contrôle adaptif a été proposée originalement par Kalman (1958). Un résumé de la théorie et de son application a été présenté par Astrom (1980). Une stratégie de contrôle adaptif peut être décrite comme étant constituée d'un contrôleur ainsi que d'un algorithme permettant d'estimer les différents paramètres du procédé lors de chaque intervalle de contrôle.

Dans son étude sur les stratégies de contrôle, Grant Fisher (1991) décrit les différentes structures possibles pour le contrôle adaptif. La présence d'un système d'estimation des paramètres du procédé est le point commun de toutes ces structures de contrôle. Il présente deux stratégies particulières soit un contrôleur auto-réglé à action différentielle et intégrale (self-tuning PID controller), déjà très populaire en industrie, ainsi qu'un contrôleur prédictif adaptif à longue portée (adaptive long-range predictive controller), nouvellement développé et très prometteur.

Bien que beaucoup d'études théoriques et d'applications du contrôle adaptif aient été réalisées, peu de résultats applicables au procédé à boues activées sont rapportés.

Holmberg (1981-1982) a développé une méthode d'estimation de la concentration de biomasse et de la demande biochimique en oxygène, DBO, pour le procédé à boues activées. L'estimateur utilise le taux de consommation d'oxygène par la biomasse, OUR, obtenu récursivement à partir de mesure de la concentration d'oxygène dissous et de l'alimentation en air. La méthode,

utilisée avec un contrôleur digital proportionnel différentiel et intégral (contrôleur PID), a été expérimentée sur la station de traitement des eaux usées de Suomenojo (Finlande) pour des conditions opératoires fixes. Les résultats ont été satisfaisants et prometteurs bien qu'on ait observé que le modèle d'estimation échouerait si le procédé était perturbé.

Cheruy, Panzarella et Denat (1982) ont étudié la représentation et le contrôle adaptif d'un système à boues activées. Ils ont développé une loi de contrôle adaptif à variables multiples. Si la modélisation du procédé a été bien réussit, la stratégie de contrôle n'a pas été efficace. Les auteurs ont attribué sa défaillance au manque d'efficacité des variables contrôlées choisies, c'est-à-dire les concentrations en substrats et en biomasse dans le réacteur.

Olsson et al.(1985) a expérimenté sur la station de traitement des eaux usées de Kappala (Suède), une stratégie de contrôle adaptif utilisée avec un modèle d'estimation récursif. La concentration d'oxygène dissous dans l'aérateur, DO, était la variable contrôlée. L'expérience a démontré que l'efficacité du contrôle pourrait être augmentée si le point de consigne pour DO variait en fonction du temps. En effet, il a été constaté que le contrôle adaptif du procédé favorisait la formation de floccs de formes irrégulières dont la présence résulterait en une bonne clarification de l'eau usée mais en une diminution légère des propriétés d'épaississement par rapport au procédé non contrôlé. Afin d'obtenir un effluent de bonne qualité, il est nécessaire de disposer d'une combinaison adéquate de ces deux propriétés. Un point de consigne pour DO variable s'est avéré la meilleure façon de réajuster l'épaississement des boues.

Dans le but d'appliquer une stratégie de contrôle adaptif au procédé à boues activées, Marsili-Libelli (1989) a développé des techniques numériques afin d'estimer les paramètres cinétiques du procédé. Il décrit comment estimer le taux de consommation d'oxygène, une variable clé du procédé, ainsi que la demande biochimique en oxygène et la concentration de biomasse active. La mesure en cours d'opération de ces deux dernières variables étant difficilement réalisable ou très dispendieuse, il est avantageux de disposer d'un modèle pouvant estimer ces valeurs. Une stratégie de contrôle adaptif agissant sur la concentration d'oxygène dissous est ensuite présentée. Le contrôleur auto-réglé

est constitué de deux structures majeures: un estimateur par moindre carré (least square estimator) et un contrôleur PID. Les résultats ont démontré qu'une telle stratégie de contrôle est convenable pour un procédé à boues activées muni d'un système d'aération ajustable.

2. MODELISATION DU PROCÉDE A BOUES ACTIVEES

La figure 1 représente le procédé à boues activées considéré dans cette étude. Les symboles utilisés dans la figure sont:

Q = débit volumique (m^3/h)

X_1 - concentration de biomasse exprimée en MES (mg/l)

S_1 - concentration en substrat exprimée en DBO5 (mg/l)

DO - concentration d'oxygène dissous (mg/l)

R = Taux de recyclage de boue (%)

V = volume du réacteur (m^3)

Indices:

0 = affluent

2 = effluent du décanteur

1 = effluent du réacteur

3 = purge des boues

R = recyclage de boue

Le traitement des eaux usées par un procédé à boues activées est basé sur la dégradation de la matière organique polluante contenue dans l'affluent du système par la biomasse active présente dans le réacteur. L'alimentation en oxygène et l'agitation adéquate du réacteur permet le développement de la culture bactérienne qui peut ainsi effectuer la réaction de dégradation.

La deuxième étape du procédé concerne le décanteur secondaire. Celui-ci remplit une double fonction de clarification de l'eau usée et d'épaississement des boues. Une certaine quantité des boues récoltées au fond du décanteur est acheminée

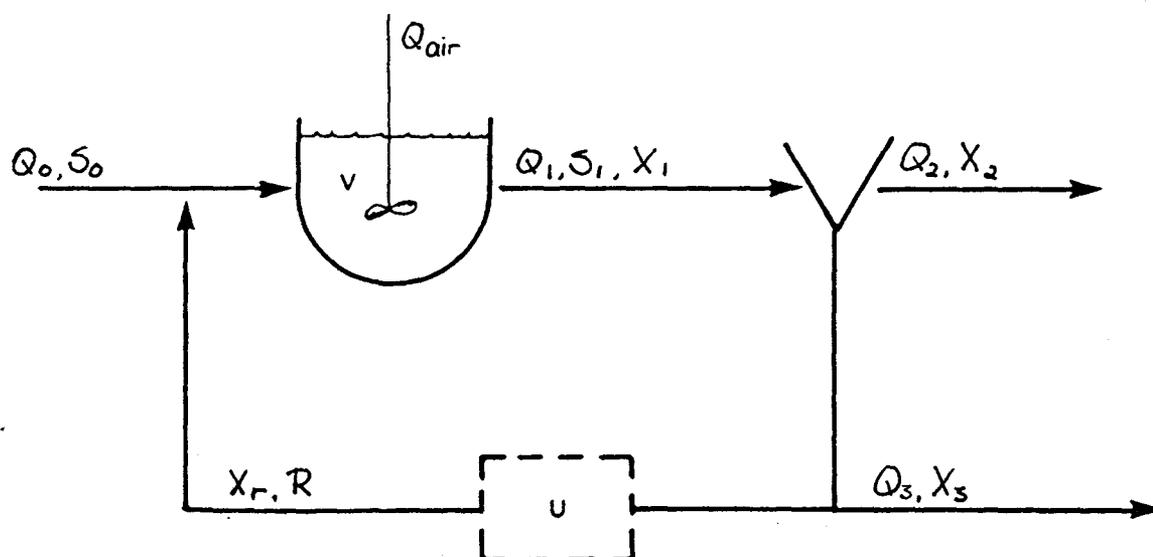


FIG.1-SHEMA DU PROCEDE A BOUES ACTIVEES

vers un bassin de manipulation, U, où la concentration en biomasse est ajustée à la valeur désirée X_u . Les boues sont alors retournées vers le réacteur à un taux de recyclage R, afin d'assurer la présence d'une solution concentrée en biomasse.

Il est supposé que le réacteur est de type CSTR (continually stirred tank reactor), et qu'il n'y a pas de bioréaction dans le décanteur et dans le bassin de manipulation des boues. La température et le ph sont considérés constant tout au long du procédé et les processus de nitrification et de dénitrification sont ignorés.

2.1 MODELE DU REACTEUR BIOLOGIQUE

Afin de représenter le comportement de la biomasse active dans le reacteur, le modèle de Monod est utilisé. Ce modèle permet d'obtenir le taux de croissance spécifique de la biomasse, μ , en fonction de la concentration en substrat du réacteur, S_1 :

$$\mu = \frac{\mu_m S_1}{K_s + S_1} \quad (1)$$

où μ_m = taux de croissance spécifique maximum de biomasse (T^{-1})

K_s = coefficient de saturation (ML^{-3})

Bien qu'il ne considère pas le temps de réponse à une variation de S_1 , le modèle de Monod représente assez bien le comportement de la biomasse tout en demeurant très simple.

A l'aide de bilans de matière autour de l'aérateur, les équations décrivant les variations avec le temps des concentrations en biomasse, en substrat et en oxygène dissous sont développées:

$$V\left(\frac{dX_1}{dT}\right) = RQ_0X_R + r_g V - (1+R)Q_0X_1 \quad (2)$$

$$V\left(\frac{dS_1}{dT}\right) = Q_0(S_0 - S_1) - r_u V \quad (3)$$

$$V\left(\frac{dDO}{dT}\right) = K_{LA}V(DO_s - DO) - (OUR \times V) - (1+R)Q_0DO \quad (4)$$

où T représente le temps et DO_s la concentration d'oxygène dissous à saturation. Les termes r_g , r_u , K_{LA} et OUR représentent respectivement la vitesse de croissance de la biomasse, la vitesse d'utilisation du substrat, le coefficient de transfert d'oxygène et la vitesse de consommation d'oxygène. Ils peuvent être exprimés par les équations suivantes:

$$r_g = \frac{\mu_m X_1 S_1}{K_s + S_1} - K_D X_1 \quad (5)$$

$$r_u = \frac{\mu_m X_1 S_1}{Y_T (K_s + S_1)} \quad (6)$$

$$K_{LA} = K_A \times Q_{AIR} \quad (7)$$

$$OUR = a' r_u + b' X_1 \quad (8)$$

où K_D = coefficient de respiration endogène [T^{-1}]

Y_T = coefficient de rendement réel [MM^{-1}]

K_A , a' et b' sont des constantes empiriques.

2.2 MODELE DU DECANTEUR SECONDAIRE

Le décanteur secondaire joue un rôle primordial dans le processus d'épuration des eaux usées. La qualité de l'affluent dépend grandement l'efficacité de ses fonctions de clarification et d'épaississement.

La théorie des flux de Kynch (1952) est utilisée fréquemment pour décrire le comportement dynamique d'un décanteur. C'est le modèle qui est utilisé pour cette étude. Le modèle est toutefois incapable de prédire le phénomène de compression des boues; il ne sera donc pas considéré dans ce travail.

Le modèle utilisé sépare la zone d'épaississement du décanteur en 10 couches distinctes. C'est la couche supérieure qui détermine les conditions de décantation; la concentration de cette couche (concentration limite) se propage aux couches inférieures par un écoulement piston du haut vers le bas du décanteur. Ce sont les forces induites par la gravité et le par le soutirage au bas du décanteur qui détermine la vitesse de propagation.

Dans son étude sur le contrôle digital des usines à boues activées, D'amours (1987) utilisait une série d'hypothèses en vue de l'élaboration de la théorie des flux appliquée au décanteur secondaire. Ces mêmes hypothèses seront reprises ici:

1. Les 10 couches de la zone d'épaississement agissent chacune comme un réacteur bien mélangé. La couche inférieure est d'épaisseur constante égale à 20 cm. Les huit autres couches sont d'épaisseur variable allant de 0 à 15 cm. La couche de surface

peut varier entre 0 et 100 cm.

2. Si l'épaisseur d'une couche devient inférieure à 0,5 cm, alors elle disparaît et le résidu est assimilé par la couche directement inférieure. Par contre, si l'épaisseur d'une couche augmente au-dessus de 15 cm, une nouvelle couche apparaît, immédiatement au-dessus d'elle, jusqu'à l'occurrence de 10 couches.

3. Le décanteur est circulaire et il n'existe pas de gradient radial de concentration.

4. Le flux de matière est nul dans la couche inférieure. La théorie des flux ne s'applique qu'aux neuf couches superficielles.

5. L'alimentation se situe tout près de la couche de surface. Cette couche est à la concentration limite et détermine les conditions d'opération.

6. Quand le débit de soutirage est modifié, une nouvelle concentration apparaît dans la couche supérieure. Cette concentration se propage vers le bas du décanteur.

Lorsque l'eau usée de concentration en biomasse X entre dans le décanteur secondaire, la vitesse de soutirage V_s au bas du décanteur induit un flux $G_{s,j}$ à la couche j . Le flux dû au soutirage s'exprime alors par:

$$G_{s,j} = XY_s \quad (9)$$

De plus, l'attraction gravitationnelle provoque une force dominante pour le phénomène de décantation. Le flux de matière ainsi engendré s'exprime de la façon suivante:

$$G_{s'} = X'Y_{s'} \quad (10)$$

Plusieurs modèles peuvent être utilisées afin de représenter $V_{s'}$. L'équation empirique de Vesilind (1968) est fréquemment rencontrée:

$$V_{s'} = \frac{60K_1}{(X_s - K_2)} \quad (11)$$

où $V_{s'}$, la vitesse de sédimentation initiale, et b sont des constantes empiriques.

Dans cette étude, le modèle de Busby (1973) sera utilisé pour exprimer $V_{s'}$:

$$V_{s'} = \frac{60K_1}{(X_s - K_2)} \quad (12)$$

K_1 et K_2 sont des constantes caractéristiques de l'eau usée. Quant à la vitesse de soutirage, elle est reliée au débit de purge et de recyclage ainsi qu'à la surface de décantation de la façon suivante:

$$V_s = \frac{Q_3 + Q_4}{A_c} \quad (13)$$

On obtient donc l'expression du flux total de matière à l'intérieur du décanteur:

$$G_r = \frac{60K_1 X}{(X - K_2)} + \frac{(Q_3 + Q_4) X}{A_c} \quad (14)$$

En dérivant par rapport à X l'expression du flux total et en égalant à zéro l'expression ainsi obtenue, on obtient la concentration limite de biomasse dans le décanteur:

$$XL = K_2 + \sqrt{\frac{60K_1 K_2}{V_s}} \quad (15)$$

Finalement, en remplaçant X par XL dans l'équation du flux total, on obtient le flux limite:

$$G_r = \left(V_s + \frac{60K_1}{(XL - K_2)} \right) XL \quad (16)$$

L'application de ces principes permet de calculer l'épaisseur et la concentration de chaque couche, et cela, à tout

instant en cours d'opération. La hauteur du lit de boues peut ainsi être estimée. La stratégie de contrôle qui sera développée par la suite visera à maintenir cette variable à son point de consigne.

Un bilan de matière autour de la couche inférieure du décanteur nous donne l'expression pour la concentration de biomasse dans le recyclage:

$$X_r = G_c \frac{A_c}{(Q_3 + Q_4)} \quad (17)$$

L'équation empirique développée par Keinath (1977) et utilisée pour calculer la concentration de biomasse dans l'effluent du décanteur est:

$$X_3 = 4,5 + 0,00748 Q_2 X_r \quad (18)$$

où X_r représente la concentration totale de solides qui affluent dans le décanteur.

A partir de ces équations, l'âge des boues, défini comme étant le rapport de la biomasse dans le réacteur sur le taux net de génération de la biomasse, peut être calculé:

$$\theta_c = \frac{XV}{Q_2 X_2 + Q_3 X_3} \quad (19)$$

où V est le volume du réacteur et X_3 est égal à la concentration de biomasse recyclée, X_r .

3. DEVELOPPEMENT DE LA STRATEGIE DE CONTROLE

3.1 PRINCIPE DU CONTROLE ADAPTIF

La figure 2 montre le processus général du contrôle adaptif pour un procédé dynamique à une variable d'entrée, $u(k)$, (variable manipulée) et une variable de sortie, $y(k)$, (variable contrôlée). Ces deux variables sont mesurables. Ici, k représente le temps d'échantillonnage, $k=1,2,\dots$.

Le principe de base du contrôle adaptif d'ordre 1 est que dans une région d'opération limitée, la performance du procédé peut être exprimée par l'équation linéaire suivante:

$$y(k+1) = ay(k) + bu(k) \quad (20)$$

où a et b sont des paramètres à estimer. Il est à noter que les différents paramètres reliés à un procédé ne sont pas toujours mesurables. De plus, le procédé peut subir certaines perturbations qu'on ne peut prévoir. Les paramètres a et b de l'équation (20) servent à représenter ces effets non mesurables. La méthode des moindres carrés, utilisée avec une série de valeurs mesurées de $u(k)$ et $y(k)$ permet d'estimer les valeurs de a et b à différents instants au cours de l'opération.

En remplaçant $y(k+1)$ par y_p , la valeur de consigne de la variable contrôlée, et en réarrangeant l'équation (20), on obtient la loi de contrôle:

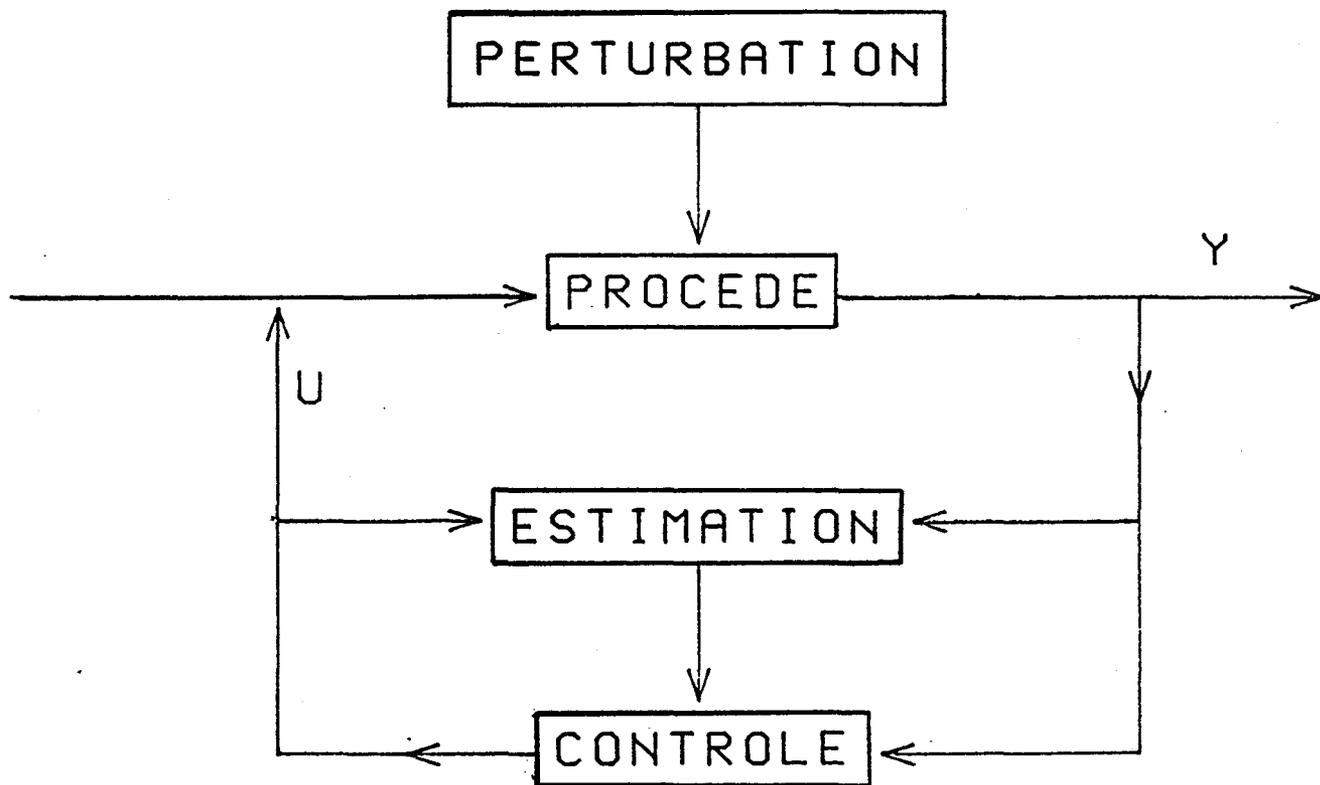


FIG.2-PROCESSUS GENERAL DU CONTROLE ADAPTIF

(21)

$$u(k) = \frac{y_p - ay(k)}{b}$$

Cette loi nous donne la valeur de la variable manipulée, $u(k)$, nécessaire afin que la variable contrôlée atteigne sa valeur de consigne lors du prochain échantillonnage.

3.2 CONTROLE DE LA CONCENTRATION DE SUBSTRAT ET D'OXYGENE DISSOUS DU REACTEUR

Afin de contrôler la concentration de substrat à la sortie du réacteur et la concentration d'oxygène dissous à l'intérieur de celui-ci, le taux de recyclage des boues, R , et le débit d'air injectée, Q_{AIR} , sont choisies comme variables manipulées.

Le développement d'une loi de contrôle pour le procédé nécessite tout d'abord la discrétisation des équations du modèle (équations 2,3 et 4):

$$X_1(k+1) = X_1(k) + \frac{R(k) Q_o(k) X_R \Delta T}{V} + r_g(k) \Delta T - \frac{Q_o(k) (1+R(k)) X_1(k) \Delta T}{V}$$

(22)

$$S_1(k+1) = S_1(k) + \frac{Q_0(k) (S_0(k) - S_1(k)) \Delta T}{V} - r_u(k) \Delta T \quad (23)$$

$$DO(k+1) = DO(k) + K_{LA} (DO_s - DO(k)) \Delta T - OUR \Delta T - \frac{(1+R(k)) Q_0(k) DO(k) \Delta T}{V} \quad (24)$$

où ΔT est l'intervalle de temps entre deux échantillonnage.

Dans ces dernières équations, certains termes tels que r_g , r_u , K_{LA} et OUR ne sont pas mesurables directement. Ils peuvent être calculés à partir des équations (5) à (8). Cependant, ces équations utilisent des paramètres empiriques qui peuvent varier selon les conditions opératoires et les caractéristiques du substrat. De plus, les perturbations auxquelles le procédé peut être soumis ne sont pas considérées. Tous ces facteurs contribuent à diminuer l'efficacité d'une stratégie de contrôle à paramètres fixes. Une approche de contrôle adaptatif est donc nécessaire.

Basé sur les équations (22), (23) et (24), le modèle d'estimation d'ordre 1 est établi ainsi:

$$X(k+1) = a_1 X_1(k) + b_1 R(k) + \frac{R(k) Q_0(k) X_R \Delta T}{V} - \frac{(1+R(k)) Q_0(k) X_1(k) \Delta T}{V} \quad (25)$$

$$S_1(k+1) = a_2 S_1(k) + b_2 X_1(k) S_1(k) + \frac{Q_0(k) (S_0(k) - S_1(k)) \Delta T}{V} \quad (26)$$

$$DO(k+1) = a_3 DO(k) + b_3 Q_{AIR}(k) - \frac{Q_o(k) (1+R(k)) DO(k) \Delta T}{V}$$

(27)

$$- \frac{a' Q_o(k) (S_o(k) - S_1(k)) \Delta T}{V}$$

où A (a_1, a_2, a_3) et B (b_1, b_2, b_3) sont des paramètres à estimer. Cette estimation sera effectuée à l'aide de la méthode des moindres carrés.

En remplaçant $S_1(k+1)$ par sa valeur de consigne, Spt, et $X_1(k)$ par $X_M(k)$, la concentration de biomasse nécessaire afin que $S_1(k+1)$ atteigne Spt, on obtient, en réarrangeant l'équation (26):

$$X_M(k) = \frac{Spt - a_2 S_1(k) - \frac{Q_o(k) (S_o(k) - S_1(k)) \Delta T}{V}}{b_2 S_1(k)}$$

(28)

De plus, les équations (25) et (27) peuvent être

transformées en remplaçant $X_1(k+1)$ par $X_M(k)$ et $DO(k+1)$ par la valeur de consigne DO_{opt} et on obtient la loi de contrôle:

$$R(k) = \frac{X_M(k) - a_1 X_1(k) + \frac{Q_o(k) X_1(k) \Delta T}{V}}{\frac{Q_o(k) X_R \Delta T}{V} - \frac{Q_o(k) X_1(k) \Delta T}{V} + b_1}$$

(29)

$$Q_{AIR}(k) = \frac{DO_{opt} - a_3 DO(k) + \frac{Q_o(k) \Delta T}{V} [(1+R(k)) DO(k) + a'(S_o(k) - S_1(k))]}{b_3}$$

(30)

Cette loi donne les valeurs auxquelles le taux de recyclage des boues et le débit d'aération doivent être ajustés afin que la concentration de substrat à la sortie du réacteur et la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur soient maintenues à leurs valeurs de consigne. La figure 3 présente la stratégie de contrôle.

Les principales perturbations qui risquent d'affecter le procédé à boues activées sont les variations de débit et de concentration en substrat de l'affluent. Afin d'en diminuer les effets sur les paramètres A et B, tous les termes des équations (22), (23) et (24) comprenant Q_o et S_o explicitement ou implicitement, sont repris dans les équations (25) à (30). A cette fin, deux opérations spéciales ont été effectuées lors de l'établissement du modèle d'estimation et de la loi de contrôle:

1. Le dernier terme de l'équation (27), compris implicitement par le terme OUR de l'équation (24), est conservé malgré la présence du paramètre empirique a' . Ce terme représente la consommation d'oxygène correspondant à la transformation du substrat éliminé. Il permet d'améliorer la performance de contrôle en cas de choc organique. L'imprécision provoquée par le paramètre empirique a' peut être compensée par les paramètres a_3 et b_3 .

2. En vue de calculer le taux de recyclage des boues, $X_n(k)$ est substituée à $X_1(k+1)$. Une approximation est ainsi faite puisque X_n représente la concentration de biomasse exigée à l'instant présent et $X_1(k+1)$, la concentration de biomasse mesurée à l'échantillonnage suivant. Cela permet d'éviter d'avoir à représenter les variations de Q_b et de S_b par les paramètres A et B, ce qui améliore la performance de contrôle en cas de choc hydraulique et organique. Par contre une erreur permanente de contrôle s'en suit. Il en sera discuté plus loin.

Comme l'ensemble des paramètres non mesurables et des perturbations du procédé sont représentés par les paramètres A et B, le modèle d'estimation utilisé joue un rôle majeure sur la régulation du procédé. L'efficacité de la stratégie de contrôle est étroitement liée à la justesse de l'estimation.

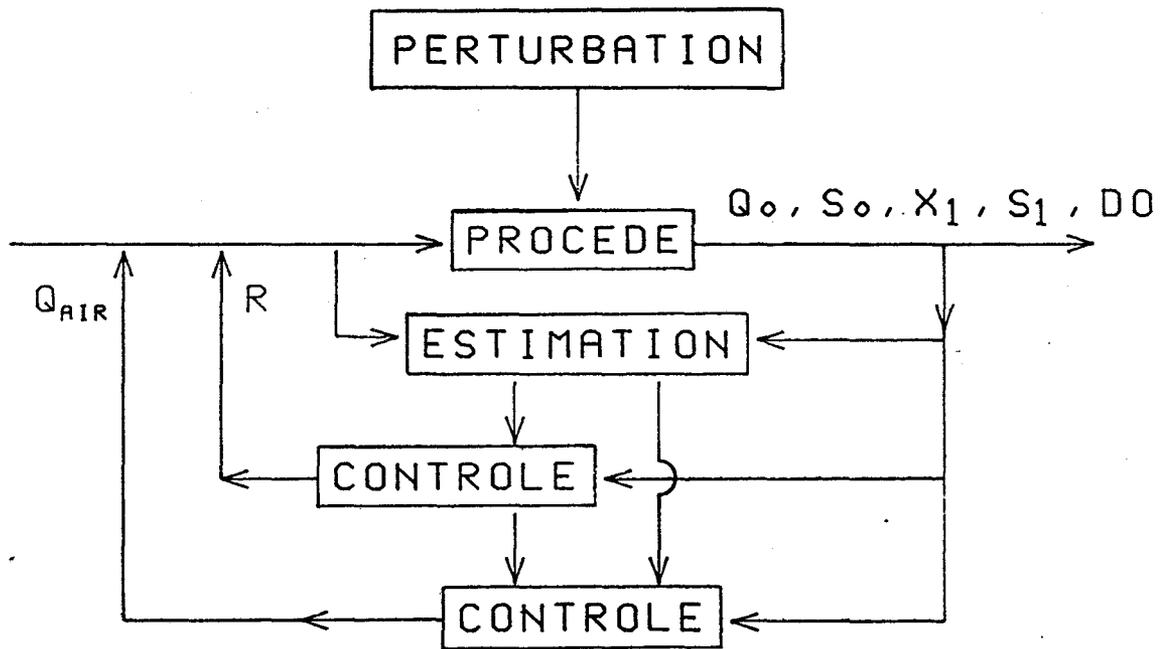


FIG.3-STRATEGIE DE CONTROLE ADAPTIF

3.3 CONTROLE DE LA HAUTEUR DU LIT DE BOUES

La hauteur du lit de boues du décanteur, Z_r , est un paramètre très important du procédé à boues activées. En le maintenant à son niveau optimal, on peut éviter deux problèmes de taille, soit le débordement du décanteur qui entraînerait une diminution de la qualité de l'effluent, ainsi qu'une concentration de biomasse recyclée insuffisante.

La stratégie de contrôle adaptif pour Z_r est développée de la même façon que pour S_1 et DO. Le débit de purge des boues est choisi comme variable manipulée afin de maintenir Z_r à sa valeur de consigne c'est-à-dire 165 cm.

Le modèle d'estimation des paramètres peut s'écrire de cette façon:

$$Z_r(k+1) = aZ_r(k) + bQ_3(k) \quad (31)$$

En remplaçant $Z_r(k+1)$ par la valeur de consigne, $Z_{r\text{opt}}$ et en isolant $Q_3(k)$, on obtient la loi de contrôle:

$$Q_3(k) = \frac{Z_{r\text{opt}} - aZ_r(k)}{b} \quad (32)$$

où a et b sont des paramètres à estimer par la méthode des moindres carrés.

4. METHODOLOGIE DE SIMULATION

Dans le but de valider la stratégie de contrôle développée précédemment, une étude de simulation de la performance du procédé à boues activées, avec et sans contrôle, est effectuée.

La première partie de la simulation se limite à l'étude du réacteur biologique. Les paramètres du décanteur secondaire sont alors considérés constants. Le procédé est alors soumis à différentes conditions de l'affluent: débit sinusoïdal, concentration de substrat sinusoidale, choc hydraulique et choc organique (fig. 4). Le modèle de simulation du procédé est formé des équations (1) à (7). Le système d'équations différentielles d'ordre 1 est résolu par une méthode de Runge-Kutta d'ordre 5 à pas variables.

Dans une seconde partie, le modèle du décanteur secondaire est aussi considéré; la variation de la hauteur du lit de boues, Z_r , est alors étudiée. Des conditions de chocs hydrauliques et organiques sont simulées. Pour cette partie, le contrôle vise à la fois S_1 , DO et Z_r .

Les dimensions caractéristiques du système étudié sont de 360 m^3 pour le volume du réacteur et de 55 m^2 pour la surface de décantation. Les valeurs des paramètres utilisés dans les équations et les valeurs initiales des variables sont tirés de la littérature et sont présentés dans les tableaux 1 et 2.

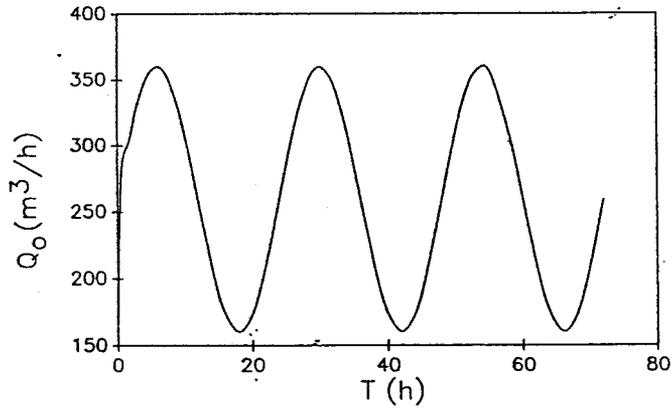
Un micro-ordinateur de type IBM-AT a été utilisé pour implanter le modèle du procédé et la stratégie de contrôle. La programmation a été réalisée en langage Fortran.

TABLEAU 1. VALEURS DES PARAMETRES DU PROCEDE

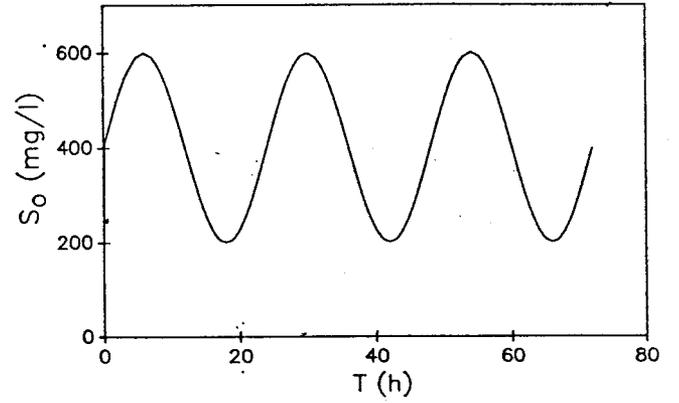
μ_m	0.55 h ⁻¹
K_s	120 mg/l
K_p	0.0025 h ⁻¹
Y_T	0.5
K_a	6.0 m ⁻³
a'	0.5
b'	0.007 h ⁻¹
DO_s	0.9 mg/l
K_1	1209 l/mg h
K_2	2384

TABLEAU 2. VALEURS INITIALES DES VARIABLES

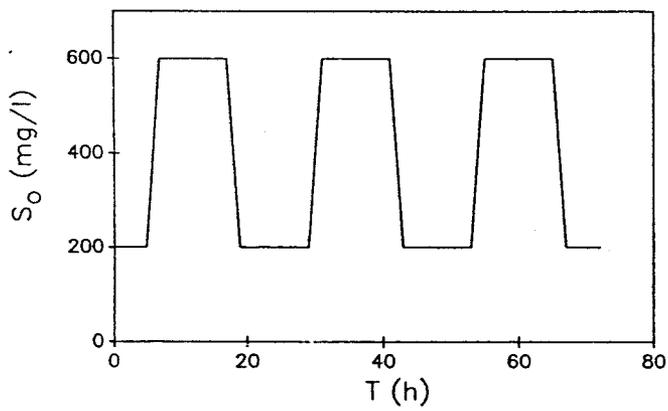
Q_o	160 m ³ /h
S_o	200 mg/l
X_1	1200 mg/l
S_1	10 mg/l
DO_1	4.0 mg/l
R	0.350
Q_{AIR}	630 m ³ /h
X_R	10 000 mg/l
Q_3	8.0 m ³ /h
Z_T	165 cm



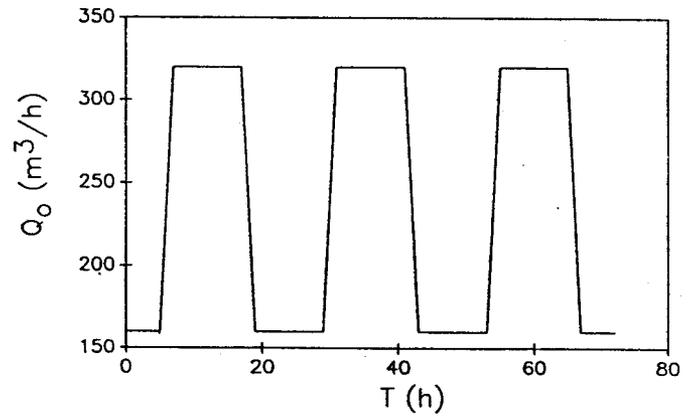
A



B



C



D

FIG.4-CONDITIONS DE L'AFFLUENT

- A. DEBIT SINUSOIDAL
- B. CONCENTRATION EN SUBSTRAT SINUSOIDALE
- C. CHOC HYDRAULIQUE
- D. CHOC ORGANIQUE

Les intervalles d'échantillonnage et de contrôle ont été fixés à 0.1 h. La simulation a été effectuée sur une période de 72 heures.

Les valeurs de consigne de la concentration de substrat à la sortie du réacteur et de la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur étaient respectivement de 10 mg/l et de 4mg/l. Celle de la hauteur du lit de boues est fixée à 165 cm.

D'un point de vue pratique, la concentration de matière en suspension dans le réacteur, X_1 , peut être mesurée par un turbidimètre, tel que proposé par Chapman(1983). La concentration en substrat à l'entrée et à la sortie du réacteur peut être mesurée à l'aide d'un DTO-mètre alors que la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur est mesurée par un oxymètre, tel que réalisé par Nguyen (1989).

5. RESULTATS ET DISCUSSION

5.1 RESULTATS DE LA SIMULATION DU MODELE DU REACTEUR

Réponse du procédé à un affluent de débit sinusoïdal

La figure 5 montre l'évolution de différentes variables du procédé en fonction du temps, avec ou sans contrôle. Pour le procédé non contrôlé, les variables S_1 et DO fluctuent énormément avec Q_0 . Ainsi, S_1 dépasse le point de consigne et DO tombe à zéro lorsque Q_0 atteint sa valeur maximale (figure 5.A et B). En présence de contrôle, R est ajusté selon l'état du procédé (figure 5.C). Cela entraîne une variation de X_1 (figure 5.E), ce qui permet le contrôle de S_1 . Il en résulte une stabilisation considérable de S_1 . Pour ce qui est de DO, l'ajustement sur Q_{AIR} (figure 5.D) lui permet de se maintenir au point de consigne.

Réponse du procédé à un affluent de concentration en substrat sinusoïdale

Pour le procédé non contrôlé les variables S_1 et DO fluctuent avec la concentration en substrat de l'affluent (figure 6.A et B). Comme pour le procédé à débit sinusoïdal, S_1 dépasse le point de consigne et DO tombe à zéro dans la période où la concentration de substrat de l'affluent est maximale.

En contrôlant le procédé par des ajustements sur R et Q_{AIR} (figure 6.C et D), X_1 subit une variation en phase avec S_0 (figure 6.E) et S_1 est maintenue autour de 8 mg/l, ce qui est en-

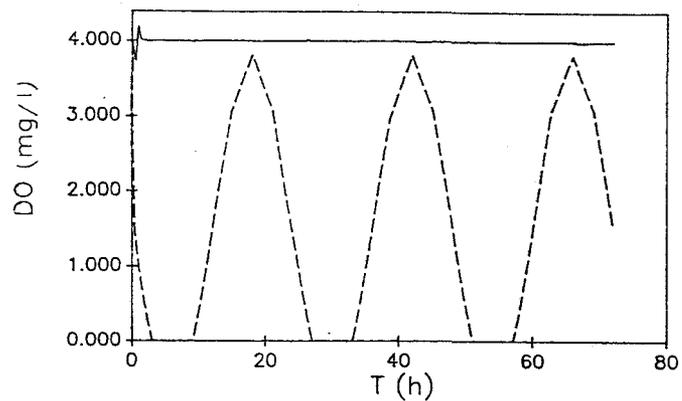
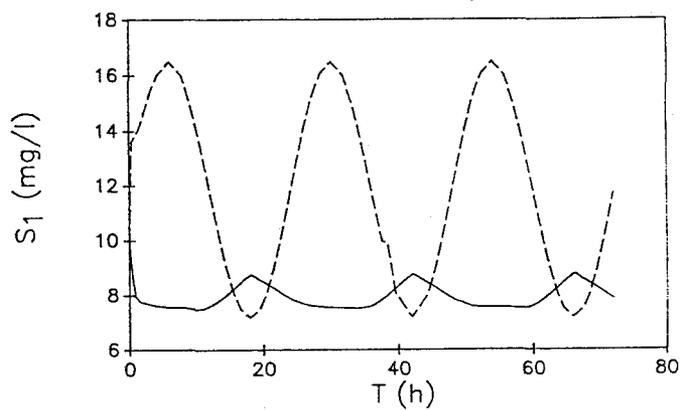
dessous de la valeur de consigne (figure 6.A). DO est pratiquement stabilisé à sa valeur de consigne, c'est-à-dire 10 mg/l (figure 6.B).

Réponse du procédé aux chocs hydrauliques

Dans le cas du procédé non contrôlé, la concentration en substrat varie en phase avec le débit de l'affluent (figure 7.A). Pour ce qui est de DO, on observe des périodes d'anoxie qui correspondent aux périodes de débit maximal. DO se situe alors autour de 0.2 mg/l (figure 7.B). Avec contrôle, les deux variables contrôlées sont considérablement stabilisées grâce à l'ajustement de R (figure 7.C) qui fait varier X_1 (figure 7.E), et l'ajustement de Q_{AIR} (figure 7.D). On remarque que la stratégie de contrôle entraîne une stabilisation très rapide de S_1 et DO.

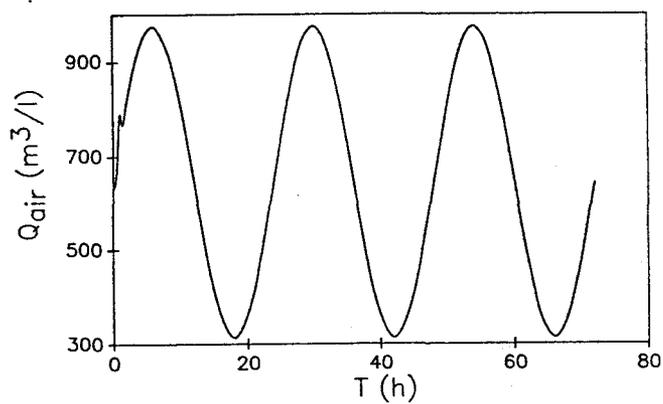
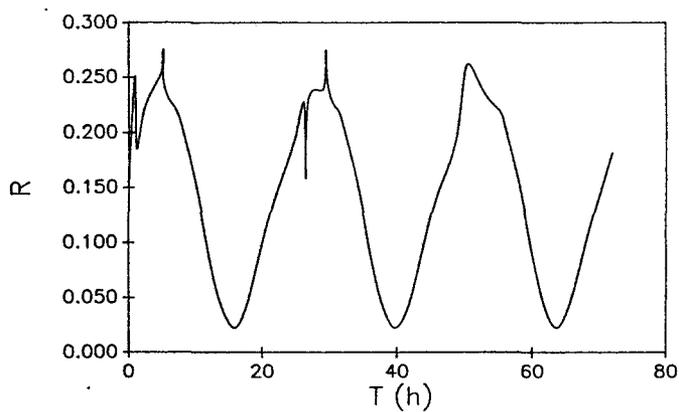
Réponse du procédé aux chocs organiques

Sans contrôle, S_1 et DO fluctuent avec S_0 . Par conséquent, S_1 dépasse le point de consigne et DO tombe à zéro lorsque S_0 est maximal (figure 8.A et B). En appliquant la stratégie de contrôle, R est ajustés selon les besoins du procédé (figure 8.C). Ainsi, X_1 varie entre 1100 et 3500 mg/l (figure 8.E) et S_1 est stabilisée entre 6 et 10 mg/l. Quant à la valeur de DO, elle est bien stabilisée autour de 4 mg/l grâce au contrôle de Q_{AIR} (figure 8.D).



A

B

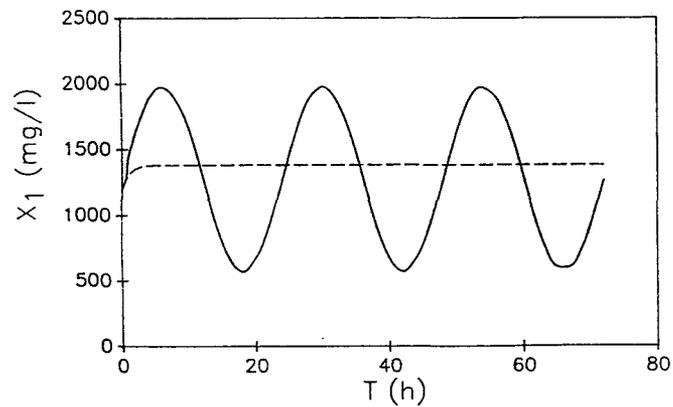


C

D

FIG. 5 -REPONSE DU PROCEDE A
UN AFFLUENT DE DEBIT
SINUSOIDAL

— : AVEC CONTROLE
- - - : SANS CONTROLE



E

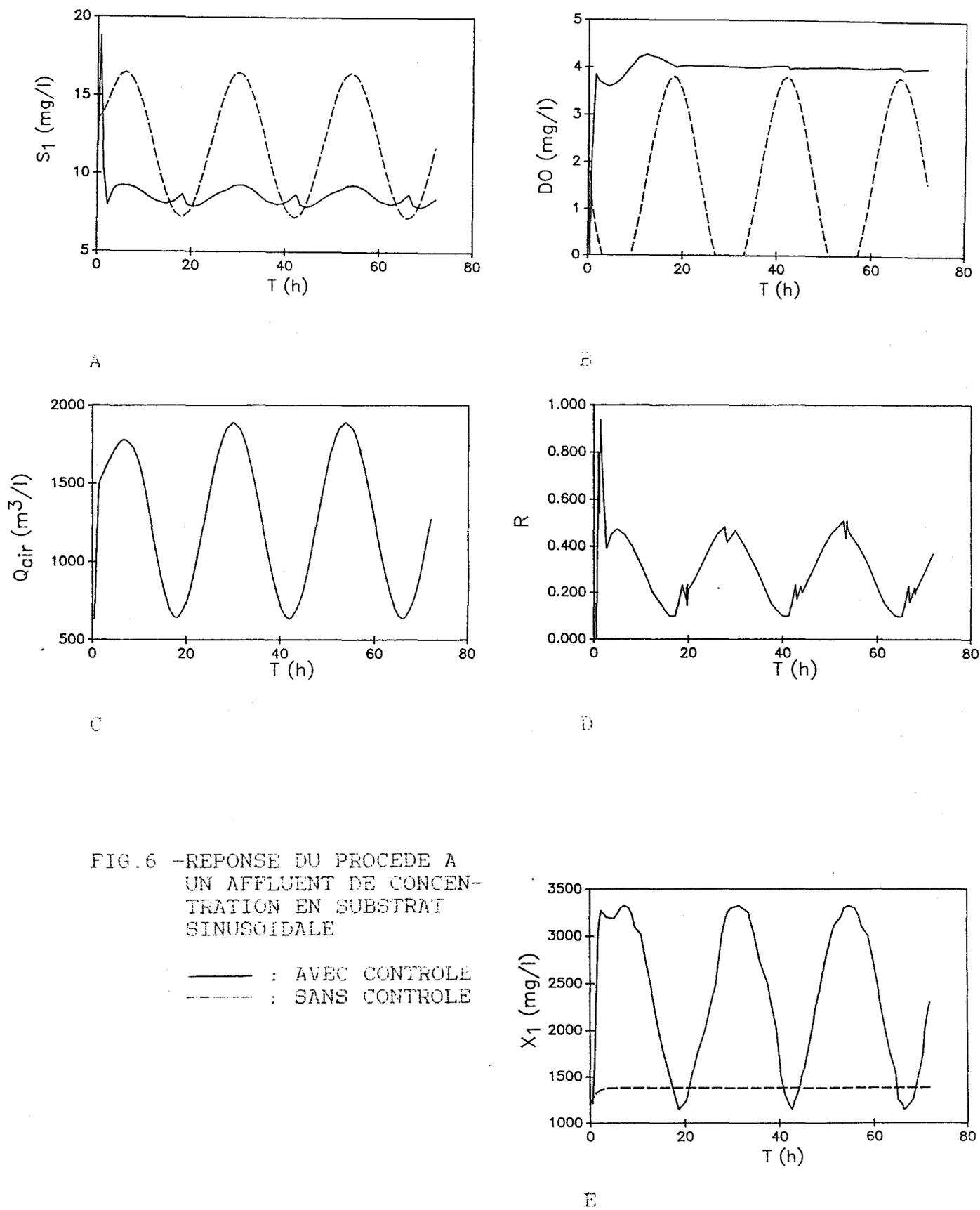


FIG. 6 -REPONSE DU PROCEDE A UN AFFLUENT DE CONCENTRATION EN SUBSTRAT SINUSOIDALE

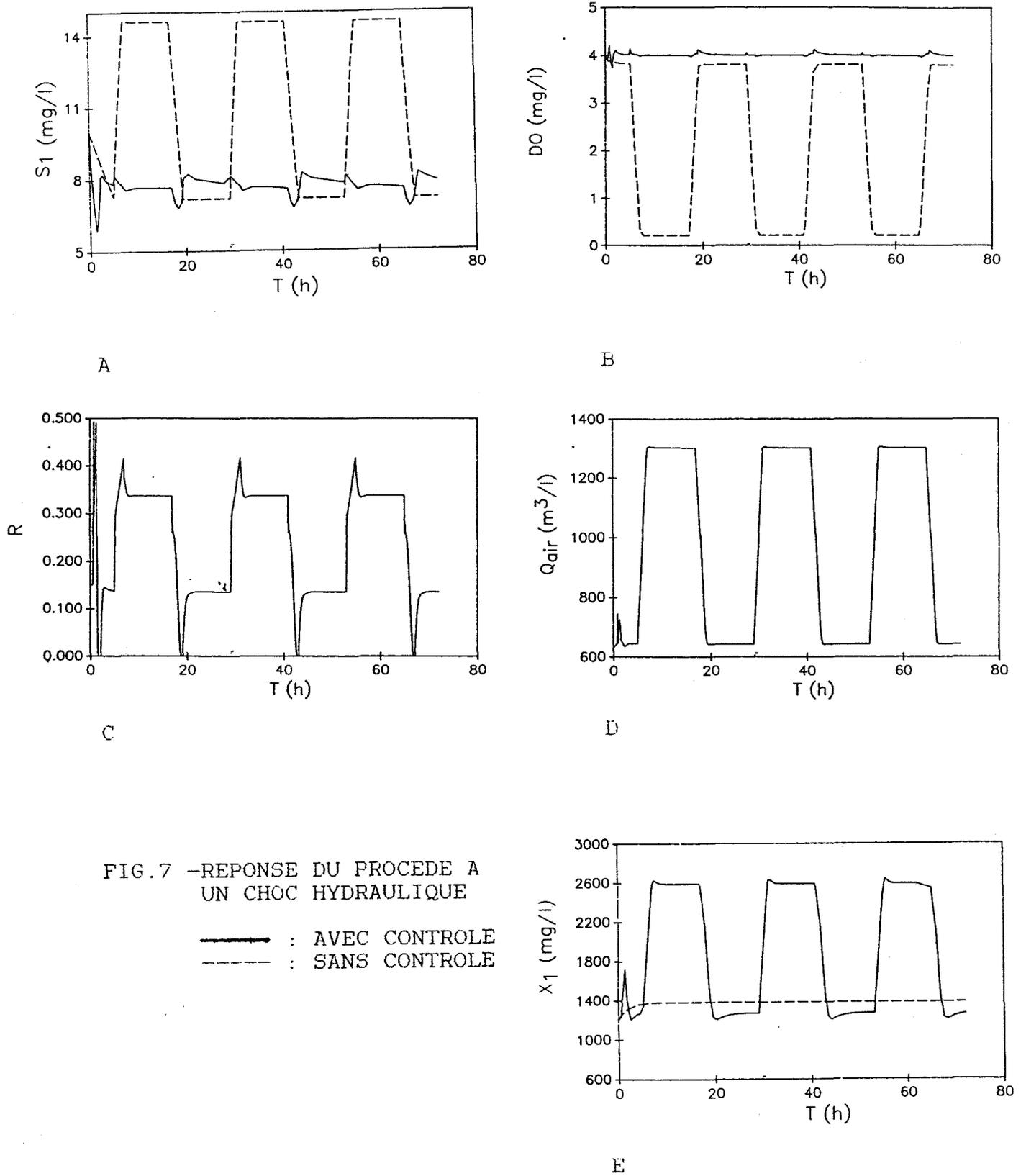
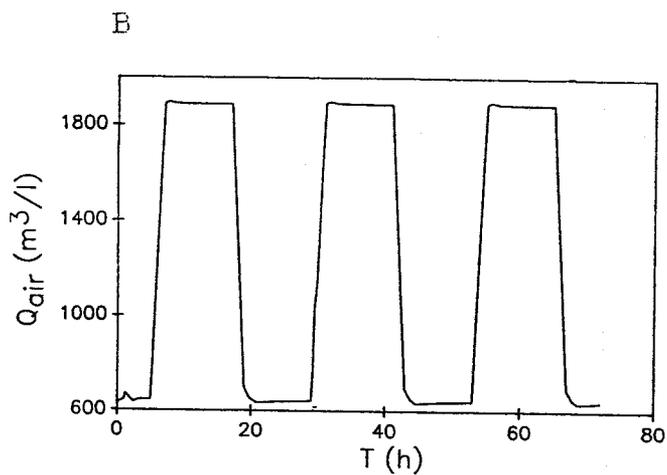
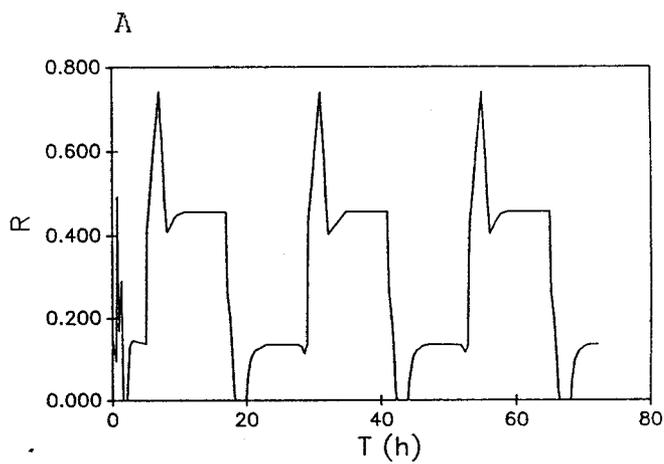
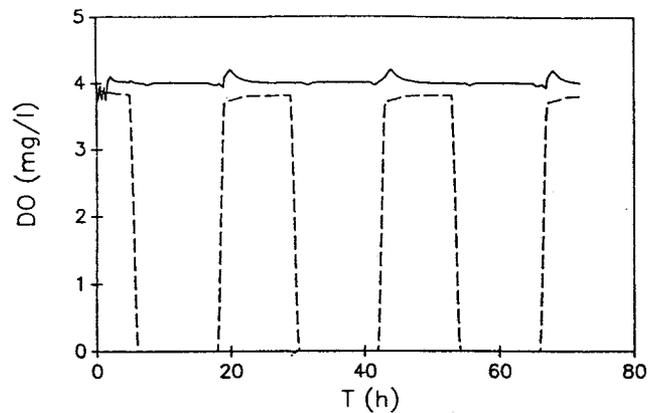
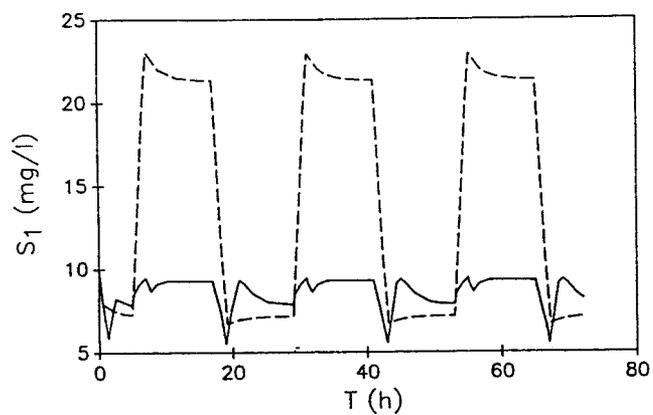


FIG.7 -REPOSE DU PROCEDE A UN CHOC HYDRAULIQUE

— : AVEC CONTROLE
 - - - : SANS CONTROLE

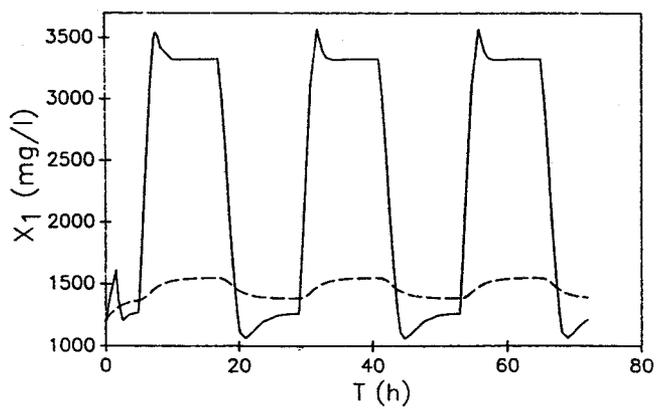


C

D

FIG. 8 -REPONSE DU PROCEDE A
UN CHOC ORGANIQUE

— : AVEC CONTROLE
- - - : SANS CONTROLE



E

5.2 RESULTATS DE LA SIMULATION DU MODELE DU REACTEUR ET DU DECANTEUR

Réponse du procédé aux chocs hydrauliques

La variation de la hauteur du lit de boues avec le temps pour le procédé contrôlé est présentée à la figure 9.A. En se référant à la figure 4.D, on remarque que lors de l'imposition du choc, (c'est-à-dire lorsque le débit Q_0 varie brusquement), la hauteur du lit de boues est considérablement perturbée, mais que la stratégie de contrôle permet une stabilisation rapide de Z_T à sa valeur de consigne, 165 cm. De plus, entre chaque variation de Q_0 , Z_T demeure plutôt stable.

Par contre, si en situation d'affluent choc, le débit de purge demeure constant à la valeur fixée pour les conditions normales d'opération, il risque d'y avoir débordement du décanteur. En effet, la simulation a démontré que si la stratégie de contrôle n'est pas appliquée et que Q_0 est fixé à 8 m³/h, le niveau des boues augmente sans cesse. On doit donc supposer que dans ce cas, un réglage manuel du débit de purge est effectué afin d'éviter un débordement.

La figure 9.B démontre que Q_3 , le débit de purge, varie en phase avec Q_0 afin de maintenir Z_T au point de consigne. Lorsque Q_0 augmente, une plus grande quantité de boues doit être purgée afin d'éviter le débordement. Par contre, lorsque Q_0 est constant, Q_3 demeure à peu près constant. En certaines périodes de faible débit d'alimentation, la quantité de boues purgée devient nulle afin de permettre une accumulation suffisante pour

maintenir le niveau des boues à la valeur de consigne.

Réponse du procédé aux chocs organiques

La figure 10.A démontre l'efficacité de la stratégie de contrôle en vue de maintenir le niveau des boues autour de 165 cm. Bien que Z_T oscille d'une façon notable lors de la variation de la concentration de substrat de l'affluent, le contrôle adaptif rétablit la situation assez rapidement. Tout comme dans le cas du choc hydraulique, la simulation démontre que le procédé non contrôlé subit une constante augmentation de la hauteur du lit de boues. Cette augmentation est toutefois moins rapide que pour le choc hydraulique.

La stratégie de contrôle entraîne une variation en phase avec S_0 du débit de purge (fig 10.B). En période de concentration S_0 constante, Q_0 demeure constant tandis qu'il augmente brusquement afin d'éviter la trop grande accumulation de boues quand S_0 augmente. Il est à noter que lorsque le choc organique est subit, le contrôleur pour S_1 provoque une brusque augmentation de la concentration de biomasse dans le réacteur (figure 8.E). Cela se répercute directement sur le décanteur qui doit ainsi traiter une plus grande quantité de solides en suspension. Le débit de purge doit donc être augmenté afin d'éviter l'engorgement du décanteur.

Quelques remarques:

(1). Le modèle du procédé (équations (1) à (7)) ne tient pas compte de l'effet de DO sur la croissance de la biomasse

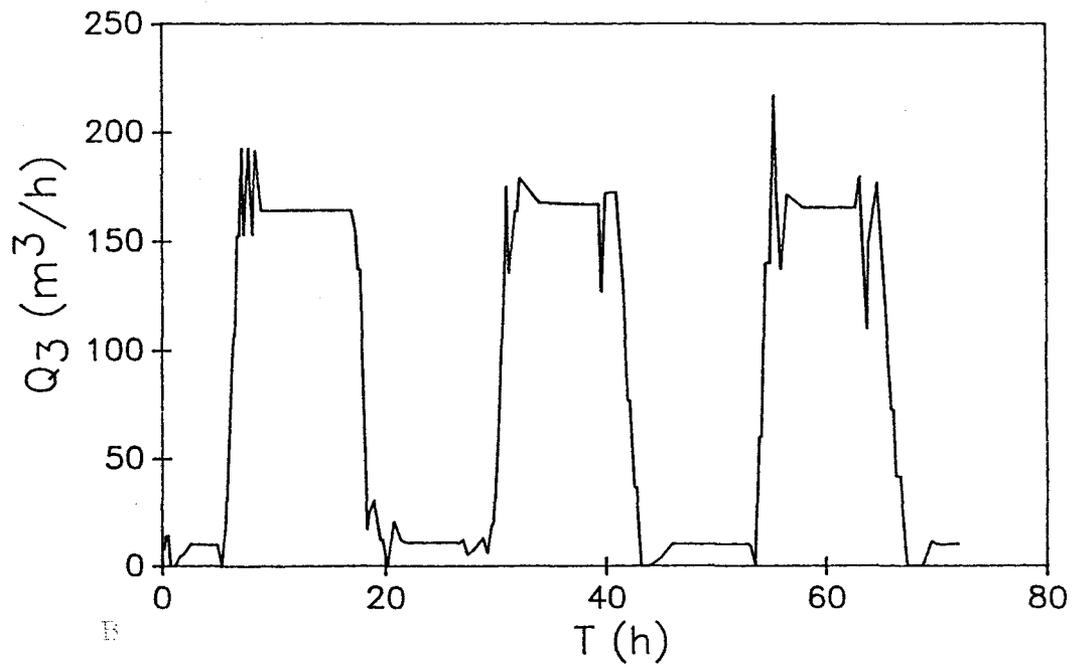
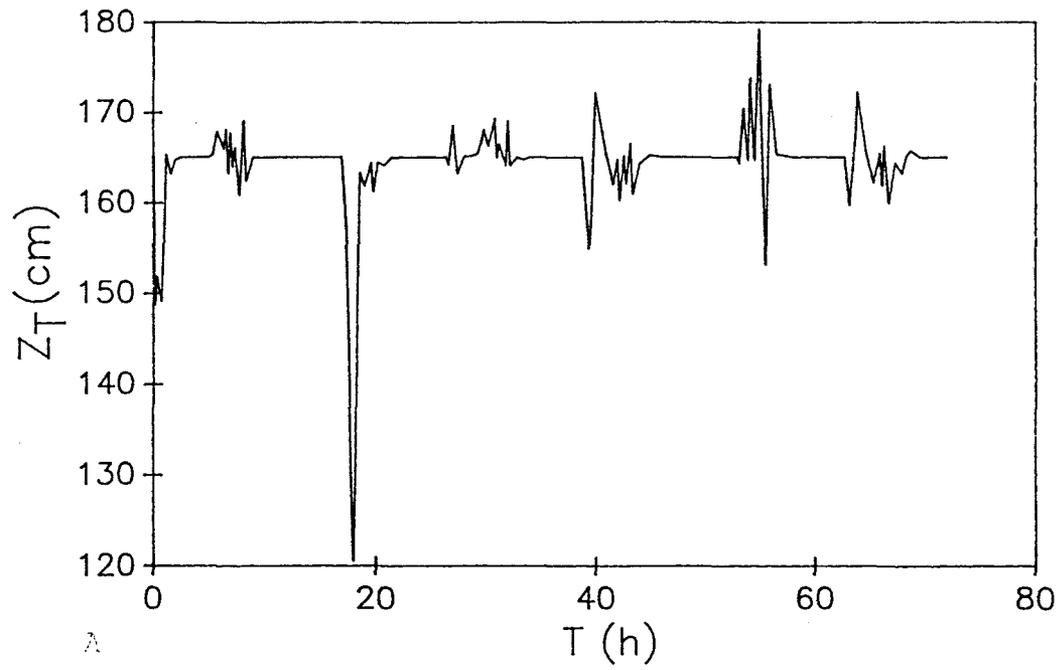


FIG. 9-REPOSE DU PROCÉDE AU CONTRÔLE DU NIVEAU DES BOUES DU DECANTEUR LORS D'UN CHOC HYDRAULIQUE.

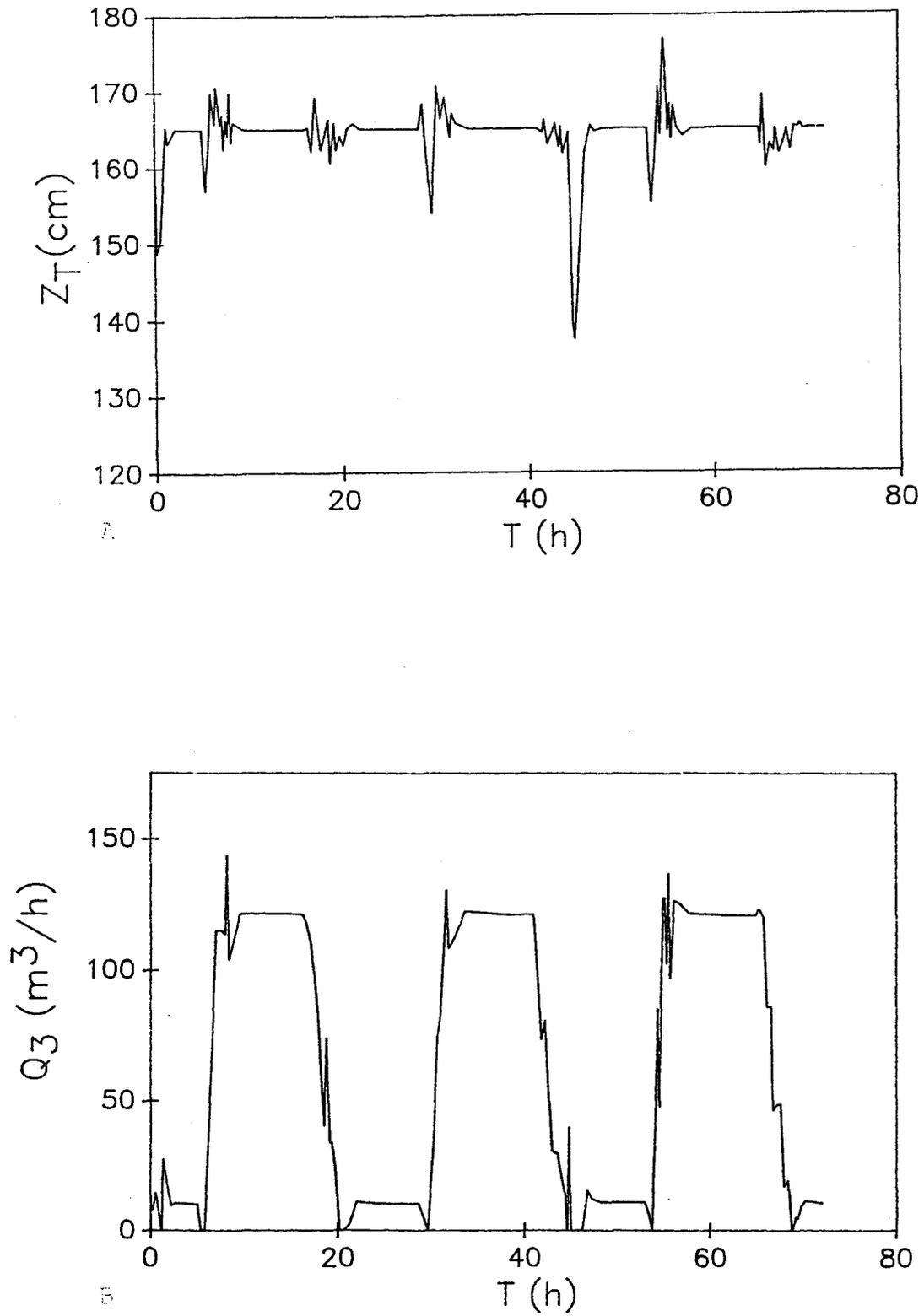


FIG.10-REPOSNE DU PROCEDE AU CONTROLE DU NIVEAU DES BOUES DU DECANTEUR LORS D'UN CHOC ORGANIQUE.

puisque l'on suppose que DO est maintenue au-dessus d'une valeur seuil. Pourtant, des périodes d'anoxie ont été observées pour le procédé non contrôlé. Dans ce cas, la concentration en substrat réelle peut être beaucoup plus élevée que celle obtenue par simulation.

(2). En général, la stratégie de contrôle est capable d'atteindre l'objectif de contrôle, c'est-à-dire S_1 ne dépassant pas sa valeur de consigne et DO ne descendant pas sous le point de consigne. Cependant, on remarque qu'avec la stratégie de contrôle, S_1 se trouve toujours sous le point de consigne. Cela représente une erreur permanente qui est causée par la substitution de $X_1(k+1)$ par $X_1(k)$ lors de la déduction de la loi de contrôle (Equations (29) et (30)). On peut envisager d'éliminer cette erreur par une stratégie de contrôle prévisionnel qui prévoit non seulement l'état du procédé au prochain échantillonnage, mais aussi pour plusieurs échantillonnage à venir. Cela fait aussi objet de notre recherche actuelle.

(3). L'âge des boues calculé au cours de la simulation prend des valeurs très faibles, bien au-dessous des normes rapportées dans la littérature, et aussi très variables. Les valeurs suggérées sont comprises entre 3 et 15 jours, afin d'éviter les problèmes de décantabilité des solides.

L'âge des boues est relié au débit de purge; quand Q_p augmente, l'âge des boues diminue et la réciproque est vraie aussi. De plus, l'âge des boues influence grandement les propriétés de décantation. Dans cette étude, la décantabilité des

boues n'est pas considérée en raison de la difficulté à quantifier ce paramètre. Puisque Q_0 est réglé de façon à contrôler Z_r et non les propriétés de décantation, les valeurs obtenus pour l'âge des boues ne peuvent pas être comparées aux valeurs rapportées.

CONCLUSION

L'objectif de cette étude était de développer une stratégie de contrôle adaptif pour le procédé à boues activées. La concentration de substrat à la sortie du réacteur, la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur et la hauteur du lit de boues du décanteur étaient les différentes variables visées par la stratégie. La validation de cette stratégie de contrôle allait être effectuée par simulation de la performance du procédé sous différentes conditions opératoires.

En comparant avec le procédé non contrôlé, on constate que l'utilisation de la stratégie de contrôle permet une amélioration considérable de la performance du procédé. De plus, en période d'affluent choc, la stratégie de contrôle proposée permet une stabilisation rapide des variables contrôlées à leur point de consigne. C'est principalement au niveau du contrôle de la concentration d'oxygène dissous que la stratégie démontre le plus d'efficacité. En effet, DO est maintenue très près de sa valeur de consigne pour chacun des cas simulés.

Cependant, des études supplémentaires doivent être réalisées afin d'améliorer le contrôle du procédé. Une stratégie de contrôle à deux niveaux hiérarchiques (un contrôle supérieur déterminant le point de consigne et un contrôleur adaptif comme contrôle inférieur, par exemple) ainsi qu'une stratégie de contrôle prévisionnel sont actuellement à l'étude. La première pourrait permettre d'améliorer la décantabilité des boues alors que la seconde permettrait d'éliminer l'erreur permanente sur la

concentration de substrat de l'effluent.

REFERENCES

- Astrom, K.J., "Self-tuning regulators design principles and applications", K.S. Narendra et R.V. Monopoli (Eds.), Applications of adaptive control, Academic Press, N.J. (1980).
- Beaulieu, D., "Effets des eaux de ruissellement urbain sur un système de traitement des eaux usées.", Thèse de maîtrise ès science (Eau), INRS-EAU, Université du Québec, 194 pages (1986).
- Busby, J.B., Andrews, J.F., "Dynamic modelling and control strategies for the activated sludge process." Journal Water Pollution Control Federation, 47:1055-1080 (1975).
- Busby, J.B., "Dynamic modelling and control strategies for the activated sludge process.", Ph.D. thesis, Clemson University, Clemson, South Carolina (1973).
- Cameron, F., Seborg, D.E., "A self-tuning controller with a PID structure.", International Journal of Control, 38:401-417 (1983).
- Camurdan, M.C., Taylor, P.A., Baird, M.H.I., "Adaptive control of hydrodynamic holdup in a Karr extraction column.", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 69:578-587 (1991).
- Chapman, D., "The influence of process variables on secondary clarification.", Journal Water Pollution Control Federation, 55(12):1425-1434 (1983)
- Cheruy, A., Panzarella, L., Denat, J.P., "Multimodel simulation and adaptive stochastic control of an activated sludge process", Modelling and Control of Biotechnical Processes, A. Halme (Ed.), Helsinki, Finland, 103-109 (1982).
- D'amours, F., "Contrôle digital d'une usine à boues activées à l'aide de modèles déterministes dynamiques.", Thèse de maîtrise ès science (Eau), INRS-EAU, Université du Québec, 248 pages (1987).
- Grant Fisher, D., "Process control: an overview and personal perspective.", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 69:5-26 (1991)
- Holmberg, A., "Modelling of the activated sludge process for microprocessor-based state estimation and control." Water Research, 16:1233-1246 (1982).

Holmberg, A., "A microprocessor-based estimation and control system in the activated sludge wastewater treatment process." *International Journal System Science*, 12:703-718 (1981).

Kalman, R.E., "Design of a self optimizing control system", *Trans. ASME*, 80:468-478 (1958).

Keinath, T.M., Rickman, M.D., Dana, C.H., Hofer, D.A., "Activated sludge - Unified system design and operation." *Journal Environmental Engineering Division, ASCE*, 103(E5):829-849 (1977).

Kynch, C.J., "A theory of sedimentation.", *Transactions of the Faraday Society*, 48:166 (1952).

Marsili-Libelli, S., "Computer control of the activated sludge process.", *Encyclopedia of Environmental Control Technology, Wastewater Treatment Technology*, P.N. Cheremisinoff (Ed.), Houston, Texas, 3:229-270 (1989).

Marsili-Libelli, S., "On-line estimation of bioactivities in activated sludge processes.", *Modelling and Control of Biotechnical Processes*, A. Holme (Ed.), Helsinki, Finland, 121-126 (1982).

Marsili-Libelli, S., Giardi, R., Lasagni, M., "Self-tuning control of the activated sludge process.", *Environmental Technology Letters*, 6:576-583 (1985).

Miura, R., "An approach to full-automatic control of activated sludge process.", *Water Science Technology*, 13:451-457 (1981).

Monod, J., "The growth of bacterial cultures.", *Annal Review of Microbiology*, 3:371-394 (1949).

Olsson, G., Rundqwist, L., Ericksson, L., Hall, L., "Self-tuning control of the dissolved oxygen concentration in activated sludge systems.", *Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control*, (IAWPRC), Pergamon Press, Oxford, 473-512 (1985).

Paterson, R.B., Denn, M.M., "Computer-aided design and control of an activated sludge process.", *The Chemical Engineering Journal*, 27:B13-B27 (1983).

Ramalho, R.S., "Introduction of wastewater treatment processes.", 2nd ed., Academic Press, New-York, 580 pages (1983).

Roques, H., "Fondements théoriques du traitement biologique des eaux.", *Technique et Documentation*, Paris, 1813 pages (1979).

Tyagi, R.D., Couillard, D., Villeneuve, J.P., "Functional design of activated sludge processes with heavy metal inhibition.", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 64(2):632-638, (1986).

Vesilind, P.A., Discussion de "Evaluation of activated sludge thickening theories.", par R.I. Dick et B.B. Ewing, Journal Sanitary Engineering Division, ASCE, 94(SA1):185-191 (1968).

Vitasovic, Z., "Continuous settler operation : a dynamic model.", Dynamic Modelling and Expert Systems in Wastewater Engineering, G.G. Patry et D.Chapman (Eds.), Chap. 3 (1989).

ANNEXE A

EFFET DES METAUX LOURDS SUR LE PROCÉDE A BOUES ACTIVEES

La présence de métaux lourds dans l'affluent d'une station de traitement des eaux usées par boues activées affecte le mécanisme biochimique responsable de la dégradation de la matière polluante.

En effet, l'arrivée d'une concentration importante de métaux lourds dans le réacteur risque de perturber le développement de la biomasse présente. L'efficacité du procédé s'en trouve ainsi diminuée.

Le but visé dans cette section du travail est d'étudier la réponse du procédé à boues activées à un choc toxique. Dans notre cas, l'affluent choc est constitué d'une concentration variable d'un mélange de métaux lourds. Une stratégie de contrôle adaptif est appliquée au système afin d'en démontrer l'utilité.

DEVELOPPEMENT DES EQUATIONS DU MODELE

L'effet inhibiteur des métaux lourds sur la population bactérienne rend inutilisable le modèle de Monod (équation A-1) afin d'exprimer le taux de croissance spécifique de la biomasse.

$$\mu = \frac{\mu_{max} S_1}{K_s + S_1} \quad (A-1)$$

Une étude réalisée par Tyagi, Couillard et Villeneuve (1985), a permis de développer une relation entre le taux de croissance spécifique, μ , et la concentration en métaux lourds, M .

$$\mu = \frac{\mu_{max} S_1}{K_s + S_1} \left(1 - \left(\frac{M}{X_1 C}\right)^N\right) \quad (A-2)$$

où N et C sont des constantes empiriques d'inhibition métallique. Leur valeur a été fixée, respectivement, à 0,7 et 0,06 tel que suggéré par la littérature (Tyagi et al.).

Le développement des équations décrivant le comportement du procédé à boues activées soumis à une concentration non négligeable de métaux lourds est effectué à partir de bilans de matière autour du réacteur. L'équation A-2 est alors considérée. On obtient le système d'équations différentielles suivant:

$$V \frac{dX_1}{dT} = RQX_1 + V \left(\frac{\mu_{max} X_1 S_1}{K_s + S_1} \left(1 - \left(\frac{M}{X_1 C}\right)^N\right) \right) \quad (A-3)$$

$$V \frac{dS_1}{dT} = Q_0 (S_0 - S_1) - V \left(\frac{\mu_{max} X_1 S_1}{Y_r (K_s + S_1)} \left(1 - \left(\frac{M}{X_1 C}\right)^N\right) \right) \quad (A-4)$$

$$V \frac{dDO}{dT} = K_L V (DO_s - DO) - V \left(\frac{\alpha' \mu_m X_1 S_1}{Y_r (K_s + S_1)} \left(1 - \left(\frac{M}{X_1 C} \right)^b + b' X_1 \right) - (1+R) Q_{DO} \right) \quad (A-5)$$

Au cours de cette étude, la simulation du procédé à boues activées est effectuée pour un système soumis à une concentration variable de métaux lourds dans l'affluent. Cette concentration varie sinusoidalement avec le temps entre 5 et 15 mg/l. La simulation est effectuée sur 72 heures.

La stratégie de contrôle adaptif développée auparavant (section 3) et testée dans le cas de chocs hydrauliques et organiques a été reprise ici. Les mêmes variables manipulées, R et Q_{AIR} , sont conservées, de même que la loi de contrôle.

RESULTATS ET DISCUSSION

Les résultats obtenus ont démontrés qu'une telle concentration de métaux lourds avait un effet négligeable sur les variables du procédé et que l'application d'une stratégie de contrôle n'était pas nécessaire. En effet, sans contrôle, la concentration de substrat à la sortie du réacteur varie sinusoidalement entre 8 et 9 mg/l (fig. A-1 A), soit un peu au-dessous de sa valeur initiale de 10 mg/l. Quant à la concentration d'oxygène dissous, elle varie très légèrement autour de 4 mg/l, sa valeur initiale (fig. A-1 B). La présence de métaux lourds ne semble donc pas dommageable.

Ces résultats inattendus peuvent être attribués au fait que le modèle décrivant l'effet inhibiteur des métaux lourds doit

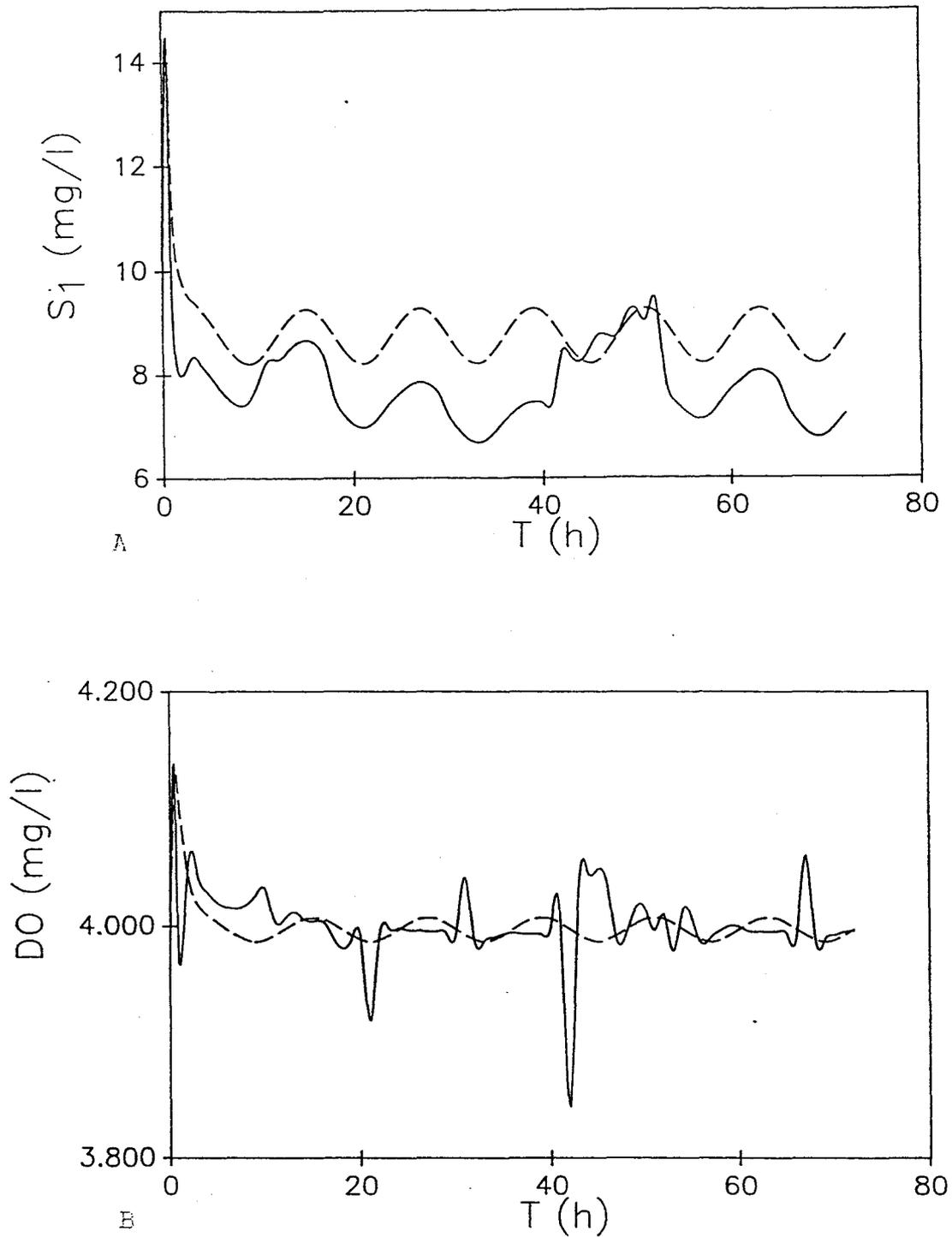


FIG.A.1-REPOSE DU PROCEDE A UNE CONCENTRATION SINUSOIDALE DE METAUX LOURDDES DANS L'AFFLUENT.

— : AVEC CONTROLE
 - - - : SANS CONTROLE

être utilisé avec des constantes biocinétiques et des constantes d'inhibition métalliques caractéristiques de l'eau usée à traiter.

Ceci nécessite une étude empirique visant à déterminer ces constantes pour l'eau usée qui sera simulée. Dans notre cas, les valeurs proposées par la littérature ont été reprises sans toutefois recréer les mêmes conditions d'opération (l'âge des boues par exemple). Notons aussi que les constantes biocinétiques doivent varier en fonction de la concentration en métaux mais, en raison de la complexité de ces fonctions, elles ont été fixées pour toute concentration M. Ces facteurs peuvent avoir influencé les résultats.

En appliquant la stratégie de contrôle, l'efficacité du procédé a semblé chuter. Comme le démontre la figure A-1 A, la concentration de substrat varie irrégulièrement et dans un intervalle plus large que pour le procédé non contrôlé. Le même résultat a été constaté pour la concentration d'oxygène dissous (fig. A-1 B). Cela nous porte à conclure que la stratégie de contrôle adaptatif qui a été développée dans ce travail ne convient pas pour le cas d'un choc toxique.