

**Record Number:**

**Author, Monographic:** Couillard, D./D'Amours, F.

**Author Role:**

**Title, Monographic:** Modélisation et contrôle d'une usine à boues activées soumises à des effets-chocs

**Translated Title:**

**Reprint Status:**

**Edition:**

**Author, Subsidiary:**

**Author Role:**

**Place of Publication:** Québec

**Publisher Name:** INRS-Eau

**Date of Publication:** 1988

**Original Publication Date:** Août 1988

**Volume Identification:**

**Extent of Work:** ix, 96

**Packaging Method:** pages

**Series Editor:**

**Series Editor Role:**

**Series Title:** INRS-Eau, Rapport de recherche

**Series Volume ID:** 253

**Location/URL:**

**ISBN:** 2-89146-250-5

**Notes:** Rapport annuel 1988-1989

**Abstract:** 15.00\$

**Call Number:** R000253

**Keywords:** rapport/ ok/ dl

**MODÉLISATION ET CONTROLE D'UNE  
USINE A BOUES ACTIVEES SOUMISES  
A DES EFFETS-CHOC**

**D. COUILLARD et F. D'AMOURS**

**Rapport scientifique No. 253**

**Août 1988**

## RÉSUMÉ

L'efficacité de traitement d'une usine à boues activées peut être grandement améliorée si on lui applique une stratégie de contrôle appropriée. Comme les usines ne présentent souvent pas la flexibilité nécessaire à l'essai d'une ou plusieurs stratégies d'opération et étant donné le manque de fiabilité des senseurs et relais impliqués dans la transmission d'informations sur l'état du procédé, on a développé, depuis une quinzaine d'années, des modèles mathématiques dynamiques représentant le comportement de ces usines. En prenant les mesures nécessaires pour décrire, le plus fidèlement possible, les variations temporelles du procédé soumis à des perturbations hydrauliques, organiques ou toxiques, on aura un outil qui nous permettra dans un premier temps de développer des stratégies de contrôle et dans un second temps d'en examiner les effets sur l'opération du procédé de manière à faire les rectifications qui s'imposeront.

Validé de façon partielle sur des données de l'usine du Centre Hospitalier de l'Université de Sherbrooke (CHUS), le modèle semble correspondre à la réalité. La stratégie de contrôle, quant à elle, améliore de façon sensible le comportement du décanteur secondaire et régularise le niveau d'oxygène dissous dans l'aérateur.

## NOMENCLATURE

SYMBOLE	DESCRIPTION	UNITÉS
$A_B$	: surface du bassin d'égalisation	$m^2$
$A_C$	: surface du décanteur dans la portion droite	$m^2$
$b$	: taux d'auto-oxydation de la biomasse banale	$h^{-1}$
BEH	: hauteur du bassin d'égalisation	m
$e_1(t)$	: erreur sur la hauteur du lit de boues	cm
$e_2(t)$	: erreur sur la concentration d'oxygène dissous	$mg \cdot l^{-1}$
$f_{bs}$	: fraction soluble biodégradable de l'affluent	su*
$f_{nb}$	: fraction non-biodégradable de la biomasse morte	su
$f_{sc}$	: fraction maximale de substrat mis en réserve	su
$G_L$	: flux limite pour une condition donnée	$mg \cdot (h \cdot cm^2)^{-1}$
$G_s$	: flux de matière due au soutirage	$mg \cdot (h \cdot cm^2)^{-1}$
$G_T$	: flux de matière total: $G_s + G_g$	$mg \cdot (h \cdot cm^2)^{-1}$
$G_u$	: flux de matière due à la gravité	$mg \cdot (h \cdot cm^2)^{-1}$
$h$	: hauteur du niveau de boues dans le décanteur/BE	cm
HALIM	: hauteur du décanteur secondaire	cm
$K_i$	: paramètre de décantabilité des boues	$l \cdot (h \cdot mg)^{-1}$
$K_{LA}$	: coefficient global de transfert d'oxygène	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
$K_{mp}$	: taux d'utilisation maximale de $S_p$ par XA	$mg_{DCO} \cdot (mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
$K_{ms}$	: taux d'utilisation maximale de $S_d$ par XA	$mg_{DCO} \cdot (mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
$K_N$	: taux d'utilisation maximale de $S_{NH4}$ par XN	$mg_{DCO} \cdot (mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
$K_{Pi}$	: constante de proportionnalité	su
$K_{sp}$	: coefficient de saturation associé à $S_p$	$mg_{DCO} \cdot l^{-1}$
$K_{ss}$	: coefficient de saturation associé à $S_d$	$mg_{DCO} \cdot l^{-1}$
$K_T$	: taux de transfert du substrat vers la réserve	$(mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
$K_{TR}$	: coefficient de transfert d'oxygène	$m^3_{air} \cdot mgO_2^{-1}$
$L_{DEV}$	: largeur du déversoir du BE	m
$n$	: constante bio-cinétique d'inhibition	s.u.
$P$	: rapport stoechiométrique DCO:MVS	$DCO \cdot MVS^{-1}$

$Q_{AIR}$	: débit volumique d'air dans l'aérateur	$m^3_{air} \cdot h^{-1}$
$Q_d$	: débit volumique débordé du BE	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_i$	: débit volumique	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_p$	: débit volumique pompé du BE	$m^3 \cdot h^{-1}$
$S_{di}$	: concentration de substrat soluble-affluent	$mg_{DCO} \cdot l^{-1}$
$SE_i$	: concentration du substrat total-affluent BE	$mg_{DCO} \cdot l^{-1}$
$S_{ODi}$	: concentration d'oxygène dissous - réacteur	$mg \cdot l^{-1}$
$S_{ODS}$	: concentration d'oxygène dissous à saturation	$mg \cdot l^{-1}$
$S_{ODPC}$	: point de consigne de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur	$mgO_2 \cdot l^{-1}$
$S_{pi}$	: concentration de substrat particulaire affluent	$mg_{DCO} \cdot l^{-1}$
$SSV_i$	: concentration des solides en suspension affluent BE	$mg \cdot l^{-1}$
$t$	: variable temps	$h$
$T_{ci}$	: intervalle de contrôle	$h$
$T_{di}$	: constante de différentiation	$h$
$T_{ii}$	: constante d'intégration	$h^{-1}$
$U$	: flux des solides dû à la gravité	$m \cdot h^{-1}$
$V_1$	: volume du bassin d'aération	$m^3$
$V_S$	: vitesse de soutirage par le bas	$m \cdot h^{-1}$
$XA_i$	: concentration de la biomasse qui est active	$mg_{MVS} \cdot l^{-1}$
$XB$	: concentration de solides minimales légèrement au-dessous de la discontinuité	$mg \cdot l^{-1}$
$XC^*$	: concentration de solides minimales légèrement au-dessus de la discontinuité	$mg \cdot l^{-1}$
$X_D$	: concentration de solides dans la zone d'épuisement	$mg \cdot l^{-1}$
$X_E$	: concentration de solides dans l'effluent $Q_2$	$mg \cdot l^{-1}$
$XI_i$	: concentration de la biomasse qui est inerte	$mg_{MVS} \cdot l^{-1}$
$X_L$	: concentration limite dans la zone d'épaississement	$mg_{MVS} \cdot l^{-1}$
$X_R$	: concentration de boues recyclées	$mg \cdot l^{-1}$
$XS_i$	: concentration de substrat mis en réserve	$mg_{MVS} \cdot l^{-1}$
$X_T$	: concentration totale de biomasse	$mg_{MVS} \cdot l^{-1}$

$X_W$	: concentration de solides dans les boues purgées	mg.l <sup>-1</sup>
$Y_1$	: masse de XA produite par quantité de XS prise	su
$Y_2$	: masse de Xi produite par quantité de XA morte	su
$Z_T$	: hauteur du lit de boues	cm
$Z_{TPC}$	: point du consigne fixant la hauteur du lit des boues idéales	cm
$\delta$	: hauteur au décanteur avant débordement	cm
$\mu'_m$	: taux de croissance spécifique avec inhibiteur	s.u.
$u_1$	: taux de croissance avec substrat soluble	s.u.
$u_2$	: taux de croissance avec substrat particulaire	s.u.

indice: i=0 : affluent de l'usine  
i=1 : effluent du réacteur  
i=2 : effluent du décanteur secondaire  
i=3 : purge du décanteur secondaire  
i=4 : recyclage du décanteur vers le réacteur

notation: DBO<sub>5</sub>: demande biologique en oxygène  
DCO : demande chimique en oxygène  
DBOTE: demande biologique en oxygène totale à l'effluent  
DELODPC : variation du point de consigne de l'oxygène dissous  
DELPCTR : variation du point de consigne du taux de recyclage  
DELQ<sub>3</sub> : variation du débit des boues purgées  
FOBJ : fonction objective  
HLB : hauteur du lit de boues  
MESE : matière en suspension dans l'effluent  
MSA : matière en suspension dans l'affluent  
MSLM : matière en suspension dans la liqueur mixte  
MVS : matières volatiles en suspension  
OD : oxygène dissous  
V<sub>CAL</sub> : valeur calculée d'une variable d'état  
V<sub>EXP</sub> : valeur mesurée d'une variable d'état  
su : sans unités

## TABLE DES MATIÈRES

	Page
INTRODUCTION .....	1
PROBLÉMATIQUE .....	3
I. Les variations temporelles des apports .....	3
II. Le dimensionnement inadéquat des équipements .....	6
III. Les coûts d'exploitation prohibitifs .....	7
CHAPITRE 1 - DÉFINITION DES CONCEPTS DE BASE .....	8
A. La modélisation dynamique vs modélisation statique .....	8
A.1 Les modèles dynamiques .....	9
A.2 Optimisation paramétrique .....	10
B. Les stratégies de contrôle .....	11
B.1 Le contrôle digital .....	11
B.2 Les système experts de contrôle .....	13
CHAPITRE 2 - MODÈLE DYNAMIQUE ET STRATÉGIE DE CONTRÔLE APPLIQUÉ À UNE USINE À BOUES ACTIVÉES .....	14
A. Développements spécifiques au projet FCAR-Spontané .....	14
A.1 Modélisation du bassin d'aération ou "modèle biologique" .....	14
A-1.1 Structuration de la biomasse et du substrat ...	15
A-1.2 Phénomène de déclin de la biomasse .....	19
A-1.3 Inhibition de la croissance par les toxiques ..	19
A-1.4 Équations du modèle biologique .....	21
A.2 Modélisation du décanteur secondaire .....	22
A.3 Modélisation du bassin d'égalisation .....	30
A.4 Le contrôle de procédé .....	33
A-4.1 Expression mathématique des contrôleurs digitaux	36
A-4.1.1 Contrôle du débit de boues purgées ...	36
A-4.1.2 Contrôle de l'oxygène dissous .....	36
A-4.1.3 Le système expert régularisant le débit pompe du bassin d'égalisation .....	37
A-4.1.3.1 PPPV-concept .....	39

## TABLE DES MATIÈRES (suite)

	Page
A.5 Optimisation paramétrique .....	41
A-5.1 Méthode d'intégration .....	41
A-5.2 Analyse de sensibilité .....	41
A-5.3 Méthode numérique d'optimisation .....	42
CHAPITRE 3 - STRUCTURE DU PROGRAMME ET DES FIGURES DE DONNÉES .....	45
CHAPITRE 4 - UTILISATION DU MODÈLE SUR MICRO-ORDINATEUR ET EXEMPLE DE SIMULATIONS .....	55
RECOMMANDATIONS ET CONCLUSIONS .....	69
BIBLIOGRAPHIE .....	72
ANNEXES	

## LISTE DES TABLEAUX

	Page
Tableau 1 : Comparaison de la composition des eaux de réseau unitaire en temps sec et en période de pluie (mg/l) ....	4
Tableau 2 : Composition des eaux usées domestiques et des eaux de réseau unitaire en période de pluie .....	5
Tableau 3 : Règles linguistiques du contrôleur à règles .....	35
Tableau 4 : Valeurs utilisées par BOTM2 pour l'optimisation paramétrique .....	43

## LISTE DES FIGURES

	Page
Figure 1 : Processus de bio-dégradation rencontré en traitement des eaux (Junkins <u>et al.</u> , 1983) .....	16
Figure 2 : Courbe de croissance de la biomasse dans un réacteur biologique .....	17
Figure 3 : Représentation du modèle des bi-substrats tel que décrit dans nos travaux .....	18
Figure 4 : Le transfert de la matière organique (M.O.) dans le floc bactérien (Junkins <u>et al.</u> , 1983) .....	20
Figure 5 : La théorie des flux (Kynch, 1952) appliquée à un décanteur secondaire .....	24
Figure 6 : Représentation générale d'un décanteur secondaire .....	27
Figure 7 : Bilan de matière autour de la zone d'épaississement d'un décanteur secondaire .....	28
Figure 8 : Bilan de matière autour de la zone de clarification d'un décanteur secondaire .....	29
Figure 9 : Bilan de matière autour d'un bassin d'égalisation .....	31
Figure 10: Interrelation entre le modèle dynamique et le contrôleur proposée dans nos travaux .....	34
Figure 11: Profils de concentration de l'effluent en eaux clarifiées pour différentes politiques d'opération (Thérien <u>et al.</u> , 1986) .....	38
Figure 12: Stratégie de pompage du bassin d'égalisation proposée dans nos travaux .....	40
Figure 13: Légende des symboles utilisés dans les organigrammes ....	46
Figure 14: Représentation générale du modèle .....	47
Figure 15: Détail du bloc <span style="border: 1px solid black; padding: 2px 5px;">ENTREE</span> qui sert à l'initialisation générale du modèle .....	48
Figure 16: Détail du sous-programme AFEXP qui sert à bâtir les fichiers de données d'affluent synthétiques ou expérimentales .....	49

## LISTE DES FIGURES

	Page
Figure 17: Détail du bloc <span style="border: 1px solid black; padding: 2px;">SUBDYN</span> qui sert à diriger les simulations et à appeler le sous-programme de contrôle .....	50
Figure 18: Détail de SDYN d'usage général .....	51
Figure 19: Détail du bloc <span style="border: 1px solid black; padding: 2px;">AJUSPC</span> qui sert à ajuster les paramètres d'un contrôleur PID selon la méthode de Ziegler et Nichols	52
Figure 20: Détail du bloc <span style="border: 1px solid black; padding: 2px;">SORTIE</span> qui sert à l'impression et à la visualisation des variables d'état pour la durée de la simulation .....	54

## INTRODUCTION

Comparativement à l'industrie chimique traditionnelle, l'industrie de la dépollution a vu ses développements technologiques, en matière d'automatisation, relativement restreints. Pour expliquer ce fait, on note:

- 1) La difficulté de mesurer les variables d'état du procédé découlant du fait qu'il faut mesurer le plus souvent l'activité microbienne (D'Amours, 1987).
- 2) Le point de vue économique, seul, ne justifie pas la canalisation d'investissements nouveaux et l'augmentation de l'efficacité de traitement a été, jusqu'à ce jour, moins incitatif (Couillard, 1983; 1982).

Mais, depuis quelques années, l'augmentation des coûts d'énergie et de main-d'oeuvre, le resserrement des normes, la standardisation des micro-processeurs et des politiques de suivi du rendement, contribuent au développement d'outils déterministes comme la modélisation.

Par ailleurs, au Québec, plusieurs usines récemment mises en fonction présentent des problèmes d'efficacité reliés soit au sur-dimensionnement ou au sous-dimensionnement des équipements, à la variabilité des charges ou à une mauvaise opération. Pour contrecarrer ces facteurs négatifs, on doit, dans un premier temps, être capable de prédire les variations temporelles du rendement de l'usine de manière à permettre des rectifications par un contrôle et une gestion des opérations plus adéquates.

Dans notre étude, nous proposons deux avenues intéressantes et concomitantes. La première, la modélisation de l'usine est simplement une formulation mathématique capable de représenter en tout temps l'état du procédé. L'ensemble des équations différentielles et le cheminement conceptuel menant à leur formulation constituent un modèle mathématique. Dans cette étude, le modèle idéal est décrit comme celui qui représenterait parfaitement l'état physique et bactériologique d'une usine à boues activées.

Puisque le modèle permet l'estimation des variables d'état du système, il pourra être utilisable pour le développement d'une stratégie de contrôle du procédé. Ainsi, à la rigidité d'opération d'une usine réelle, on aura substituer la flexibilité d'un modèle et du même coup, on aura comblé le vide créé par le manque d'informations sur le procédé réel par l'absence de mesures appropriées et en continu.

## PROBLÉMATIQUE

Comme on l'a vu dans l'introduction, le présent travail vise à mettre en oeuvre les mécanismes de contrôle permettant de contre-carrer les variations des apports et des rendements, l'inadéquacité des équipements et les coûts d'exploitation prohibitifs.

### I. LES VARIATIONS TEMPORELLES DES APPORTS

Traditionnellement, les concepteurs d'usines ont basé leurs calculs sur des paramètres statistiques tels que les débits nominaux à l'entrée de l'usine. Mais, comme on l'a mentionné, les usines ont des caractéristiques de charges variables et ce, tant au niveau horaire que saisonnier ou épisodique. Dans la plupart des cas, on parle de chocs organiques et hydrauliques mais, il arrivera aussi de parler de chocs toxiques occasionnés par le ruissellement urbain ou par des rejets industriels (Beaulieu, 1986).

À titre d'exemple, le tableau (1), ci-joint, présente un ordre de grandeur des variations de composition qui peuvent survenir après une pluie. On constate que les matières en suspension peuvent quadrupler. Combinée au débit, la charge à l'usine augmentera donc considérablement. Le tableau (2) met en évidence les fluctuations importantes de concentration en métaux; certains, tels le chrome ou le plomb quintuple: à l'usine, on parlera dans ce cas de choc toxique.

Les aspects hydrauliques, organiques et toxiques de l'affluent d'une usine de traitement causent des torts considérables aux performances de celles-ci. Les chocs hydrauliques favorisent généralement le lessivage de la biomasse du réacteur et le débordement du lit de boues du décanteur secondaire (Beaulieu, 1986).

Les chocs organiques moins néfastes sur les performances que les chocs hydrauliques, causent une forte demande en oxygène et des changements dans la population bactérienne. Ainsi, un niveau d'oxygène non-contrôlé pourrait descendre tout près de 0 mg/l et ainsi favoriser des conditions de dénitrification, d'inhibition du processus de croissance ou de gonflement des boues par suite de la prolifération des bactéries filamenteuses (Hermanowicz, 1987; Lau et al., 1984a; Van Haandel et al., 1981).

Paramètre	Collecteur Curotte- Papineau (Mtl)		Bassin Mantes-la-Ville (France)	
	Concentra- tion en temps sec	Concentra- tion en période de pluie	Concentra- tion en temps sec *	Concentra- tion moyenne en période de pluie
DBO <sub>5</sub>	131	88	397 (299)	93 (43)
DCO	--	361	734 (497)	373 (139)
Solides en suspension	120	292	379 (164)	674 (132)
N kjeldahl	--	--	71.7	19.6
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	--	--	≤ 0.04	1.4
PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> totaux	--	--	74.2	16.7
Hydrocarbures	--	--	9.2	5.4
Pb	0.096 (t)	0.416 (t)	0.16	0.044
Cr	0.005 (t)	0.027 (t)	--	--
Cd	--	--	0.005	0.009
Zn	0.149 (t)	0.592 (t)	1.0	1.5
CN	0.008 (t)	0.024 (t)	--	--
Références	Couillard et al. (1980)		Ranchet et Philippe (1982)	

(t): total

\* : Les valeurs entre parenthèses correspondent à des échantillons ayant décanté pendant deux heures.

Tableau (1): Comparaison de la composition des eaux de réseau unitaire en temps sec et en période de pluie (mg/l)

Paramètre	Eaux usées domestiques (mg/l)	Eaux de réseau combiné en période de pluie (mg/l)
Solides totaux	300 - 1 200	150 - 2 300
Solides en suspension	100 - 400	20 - 1 700
Solides décantables	50 - 200	2 - 1 550 ml/l
DBO <sub>5</sub>	100 - 400	30 - 600
DCO	200 - 1 000	--
Phosphore total	5 - 20	--
Orthophosphates		0.1 - 6.2
Azote organique	5 - 40	1.5 - 33.1
Ammoniaque	10 - 50	0.1 - 12.5

Références	Sundstrom et Klei, 1979	Compilation de données Field et Struzeski, 1972
------------	-------------------------	--

Tableau (2): Composition des eaux usées domestiques et des eaux de réseau unitaire en période de pluie

Les chocs toxiques agissent principalement comme inhibiteur du processus de croissance microbienne responsable de l'enlèvement du substrat. Bien qu'il a été démontré par la caractérisation des eaux ruisselées québécoises (Beaulieu, 1986) et américaines (Yapijakis et Papamichael, 1987) que celles-ci, sous les limites critiques, n'avaient pas d'effet sur les performances d'une usine de traitement, il faut considérer la possibilité de chocs d'origine industrielle qui eux, peuvent avoir des effets néfastes sur la croissance microbienne et donc, sur le rendement.

Une première partie de la problématique consiste donc à tamponner l'effet des chocs décrits ci-haut sur les performances du procédé à boues activées.

## II. LE DIMENSIONNEMENT INADÉQUAT DES ÉQUIPEMENTS

Par dimensionnement inadéquat on sous-entend le sur-dimensionnement ou le sous-dimensionnement des stations d'épuration. Dans un cas comme dans l'autre, des problèmes d'opération sont inévitables. Signalons qu'à la décharge des concepteurs d'usines, le taux de dilution des eaux usées dans le réseau unitaire pseudo-séparatif avait été grandement sous-estimé en raison des infiltrations indésirables ou des branchements illicites avec le réseau d'égouts pluvial.

Le problème ne s'applique cependant pas qu'aux usines québécoises. Ainsi, le Service de Protection de l'Environnement (SPE) rapportait qu'en 1980, 73% des usines de traitement secondaire étaient sous-exploitées ce qui entraînait des coûts d'exploitation de 25% supérieurs à ceux des usines pleinement exploitées (SPE, 1984).

Des vérifications d'exploitation (AUDIT) menées auprès de stations d'envergure ont démontré qu'il était possible d'accroître la capacité des usines actuelles en les automatisant. Ainsi, les gestionnaires de la station de Kitchener (Ont.) pourraient économiser des coûts en infrastructure de 20 millions de dollars en l'an 2011 si ils modifiaient et amélioreraient le matériel actuel et en y installant une commande automatique de procédé (CTEU, 1988).

Le deuxième élément de notre problématique consiste à viser une stratégie d'opération telle qu'elle puisse satisfaire, à long terme, les standards de performance pré-établis et ce, sans agrandissement des installations.

### III. LES COÛTS D'EXPLOITATION PROHIBITIFS.

Les deux principaux postes des coûts d'exploitation sont les coûts en main-d'oeuvre et les coûts en énergie qui représentent ensemble 70% des coûts totaux moyens.

Les coûts en main-d'oeuvre peuvent difficilement constituer une base de comparaison d'une usine à l'autre étant donné la spécificité des opérations et des installations qu'on rencontre. Cependant, il est généralement reconnu que les coûts d'alimentation en air peuvent représenter entre 50 et 90% de la demande totale en énergie. Aussi, de nombreux auteurs se sont attardés à optimiser l'utilisation de l'air avec des économies variant entre 15 et 30% (Speirs et Stephensen, 1985; CTEU, 1988). On a remarqué que les plus fortes économies étaient réalisées par les usines subissant de fortes charges cycliques et où on réussissait à contrôler l'oxygénation en période de charges réduites.

Le troisième élément de notre problématique consiste à contrôler l'oxygénation des usines de manière à en réduire les coûts d'exploitation.

## CHAP. I - DÉFINITION DES CONCEPTS DE BASE

Comme vu dans la problématique, nos objectifs se résument essentiellement à la mise en oeuvre de stratégies de contrôle afin de contre-carrer la variabilité des apports, le mauvais dimensionnement des équipements et les coûts d'opération prohibitifs et ce, par l'intermédiaire d'un modèle dynamique fidèle à la réalité observée.

Au cours des quinze ou vingt dernières années, beaucoup d'efforts ont été faits pour optimiser l'opération des usines de traitement des eaux de manière à satisfaire les critères de rejets à l'effluent et à rencontrer les prévisions budgétaires. Jusqu'à ce jour, notre action avait été limitée principalement par la qualité et la quantité des informations qu'on pouvait obtenir du procédé. Pour palier à cette lacune, on s'est donné des outils pour la prédiction des rendements et de l'état du procédé avec une fréquence et une précision satisfaisante (D'Amours, 1987). La modélisation dynamique comme outil de prédiction et le contrôle de procédé pour satisfaire les normes ont été mises de l'avant dans notre projet et sont explicités ci-après.

### A- LA MODÉLISATION DYNAMIQUE VS MODÉLISATION STATIQUE

Il convient en premier lieu d'établir la différence entre un modèle "STATIQUE" et un modèle "DYNAMIQUE". Quant on fait le bilan autour d'un élément du procédé, par exemple, le bassin d'aération d'une usine à boues activées, l'équation du modèle statique s'écrit comme suit:

$$\text{ENTREE} - \text{SORTIE} + \text{CQET}^* = \emptyset \quad (1)$$

Dans l'équation (1), on suppose donc un état d'équilibre entre ce qui ENTRE et ce qui SORT de manière à pouvoir évaluer le tout à  $\emptyset$ . Une telle équation n'est

\* CQET: ce qui est transformé i.e. la biomasse produite, le substrat dégradé, etc.

cependant applicable que lorsque le procédé ne subit pas de perturbations extérieures telles les variations de charges, un choc thermique ou toxique de même qu'un changement dans l'opération tel l'aération, le pompage de substrat etc. Il convient aussi de préciser que le procédé ayant un certain pouvoir tampon, peut accommoder certaines variations ci-haut mentionnées tout en restant à l'état d'équilibre. Dans ce cas, les prédictions faites par un modèle statique peuvent rester réalistes.

Lorsque le procédé entre en phase transitoire suite à une perturbation non tamponnée par le procédé, il faut alors recourir à un modèle "DYNAMIQUE" pour en décrire le compartiment. L'équation de base d'un tel modèle s'énonce comme suit:

$$\text{ENTREE} - \text{SORTIE} + \text{CQET}^* = \text{ACCUMULATION} \quad (2)$$

La composante transitoire de l'équation (2) se traduit par le terme "ACCUMULATION" qui peut être positif et indiquer alors une augmentation, ou négatif et signifier une diminution de la variable considérée dans la composante du procédé modélisé. Plus réaliste, ce concept devient primordial en état transitoire lorsque le pouvoir tampon du procédé est dépassé. De plus, le terme "ACCUMULATION" impliquera la notion de capacité d'un élément du procédé et, de là, découlera la notion de délai de transfert, importante dans l'étude d'un procédé en régime instable.

La distinction modèle "DYNAMIQUE" et modèle "STATIQUE" étant faite, nous verrons dans les prochains paragraphes où en est la modélisation des processus des usines à boues activées.

#### A.1 Les modèles dynamiques

La modélisation des processus de traitement biologique des eaux usées a fait l'objet d'une attention soutenue depuis plusieurs années. Le but de cet effort a été, et demeure, de fournir un outil mathématique valable permettant le dimensionnement, le contrôle et l'optimisation des installations (Sayeb et al., 1987).

Les premiers modèles ont reposé sur des hypothèses de régime permanent d'opération (Eckenfelder, 1966; Lawrence et McCarty, 1970; Sherrard et Schroeder, 1972). Par contre, la préoccupation fondamentale restait la conception et l'évaluation de la performance des systèmes soumis à des affluents variables dans le temps. Aussi, on a développé des modèles permettant le diagnostic du procédé en temps réel (Cliff et Andrews, 1981; Alexander et al., 1980; Roques, 1979; Busby et Andrews, 1975; Dold et al., 1980; Dold et Marais, 1986). La pertinence de ces modèles dynamiques est directement liée à la qualité de la représentation des phénomènes biologiques et physiques du procédé par des formulations empiriques ou des principes physiques. Cependant, étant donné la dynamique du procédé elle-même variable (allant de la minute au mois) de même que le nombre élevé d'espèces inter-réagissantes et la spéciation du substrat, on peut s'attendre à des modèles de complexité variable (D'Amours, 1987). On doit cependant se rappeler qu'il ne suffit pas d'ajouter des paramètres et des équations pour améliorer la description du procédé mais on doit considérer notre capacité à vérifier le modèle par des mesures expérimentales de type analytiques (fait en laboratoire) ou numériques (par acquisition de données fournies par des sondes) (Olsson, 1987).

Le modèle décrit au prochain chapitre visera donc à :

- 1- Comprendre et représenter la dynamique du procédé de traitement par boues activées de manière à vérifier, analyser et suivre les perturbations imposées au procédé.
- 2- Améliorer la quantité et la qualité des prédictions de manière à permettre la planification et le développement de stratégies de contrôle performantes.

#### A-2 Optimisation paramétrique

Si certains paramètres de modèles ont été jugés généralisables (Tanthapanichakoon et Himmelblau, 1981; Dold et al., 1980; Roques, 1979), l'établissement d'un modèle dynamique complet nécessite, dans la plupart des cas, un ajustement en tout ou en partie de ses paramètres. En effet, le plus

souvent en traitement des eaux, les paramètres des modèles varient et reflètent simplement la non-linéarité intrinsèque de la dynamique du procédé (Olsson, 1987). Dans ce cas, l'estimation paramétrique (identification paramétrique ou ajustement paramétrique ou optimisation paramétrique) est un outil puissant pour mettre à jour la valeur des paramètres du procédé non mesurés et utilisés dans le modèle.

La méthode d'estimation paramétrique la plus utilisée, la technique du modèle, compare la prédiction du modèle à la mesure expérimentale correspondante. Lorsque l'écart entre ces deux valeurs devient trop grand alors s'enclenchera un processus d'optimisation non-linéaire dont la résolution itérative fournira la valeur des paramètres qui assureront le minimum du critère d'optimisation (Sayeb et al., 1987). En partant de l'hypothèse fondamentale que les processus physiques et physiologiques sont bâtis sur des lois valides, on restreindra la variation des paramètres à une plage de valeurs pré-définies.

## B- LES STRATÉGIES DE CONTRÔLE

### B.1 Le contrôle digital

Pour contrôler un procédé, on doit considérer deux groupes de variables: les variables contrôlées sont les variables d'état du système que l'on veut maintenir dans une plage de valeurs telle qu'elles se conforment à des normes pré-établies et ce malgré la présence d'effets perturbateurs. Les variables manipulées sont les variables d'action du système sur lesquelles on intervient par l'intermédiaire d'algorithmes mathématiques ou heuristiques afin d'amener les variables d'état à répondre aux normes.

Nous ne traiterons pas ici en profondeur des aspects conceptuels du contrôleur lui-même puisqu'une description détaillée des actions de contrôle, des types de contrôleur et des boucles de contrôle est présentée aux sections 3.1.1 à 3.1.5 de D'Amours (1987).

Essentiellement, on retrouve deux types de contrôle: le contrôle analogique lorsqu'une variable à contrôler peut être reliée à un signal électrique et le

contrôle digital lorsqu'un signal électrique est transformé en code binaire puis interprété par un ordinateur digital.

Il existe également deux types de boucles de contrôle: La boucle à contre-réaction (CCR) est la plus utilisée et la plus simple à définir mathématiquement. Cette boucle utilise l'information sur le comportement de l'extrant de manière à atténuer ou éliminer l'effet perturbateur produit sur un procédé. La boucle à réaction positive (CRP) nécessite la connaissance des fonctions de transfert du contrôleur et du procédé et pour cette raison est moins utilisée. Cette boucle enregistre les informations concernant les perturbations sur le procédé et les utilise de manière à les annuler avant qu'elles n'atteignent la sortie.

On peut classer en trois groupes les actions d'un contrôleur. L'action proportionnelle (P) représente une relation linéaire entre la valeur de la variable contrôlée et celle de la variable manipulée. L'action intégrale (I) relie la réponse du contrôleur à l'intégrale de l'erreur\*. L'action dérivative (D) engendre, quant à elle, une réponse proportionnelle aux taux de changement de la variable contrôlée. La combinaison judicieuse de ces actions permettra d'obtenir une réponse avec un minimum d'oscillation autour du point de consigne.

La combinaison des trois actions de contrôle ou ajustement d'un contrôleur est primordial quant à la qualité de la réponse. Pour que l'oscillation soit minimale, le système de contrôle doit se conformer à deux critères bien définis: le critère de la perturbation minimale et le critère d'amplitude minimale. Plusieurs méthodes d'ajustement existent. Ziegler et Nichols (1942) ont contribué à développer la méthode du gain optimum et la méthode de la courbe de réponse. Les deux méthodes sont bien décrites dans Murrill (1981) aussi, nous vous y référons pour plus amples détails. La méthode de la courbe de réponse est celle que nous avons adoptée et consiste à mesurer puis interpréter la réaction d'un procédé à une demande échelon afin d'en déterminer la pente maximale et le délai de réponse. Le chapitre suivant précisera la méthodologie que nous avons employée.

\* Différence entre le point de consigne et la valeur mesurée de la variable à contrôler.

## B.2 Les systèmes experts de contrôle

Les systèmes experts sont un domaine qui découle de l'intelligence artificielle et orientés vers la solution de problèmes à la manière d'un spécialiste. Appliqués depuis une dizaine d'années en traitement des eaux, les systèmes experts sont utilisés pour le diagnostic des problèmes d'opération (Holmberg, 1982; Beck et al., 1978), pour la mise en service des usines, pour le contrôle et l'opération du procédé (Maeda, 1984) et pour l'identification préliminaire des chaînes de traitement (Patry, 1987).

L'idée de base d'un système expert qui servira au contrôle de procédés est de choisir l'action de contrôle qui sera avantageuse en regard aux conditions actuelles d'opération du procédé. Deux ou plusieurs mesures, pronostics, estimations ou observations, sont combinés (règle) et analysés par le système expert de manière à recouper une ou plusieurs actions correctrices à prendre. Le "raisonnement" du système expert peut se faire en analysant successivement une série de règles (inférence par en avant) ou être capable de revenir à une règle déjà analysée grâce à des informations nouvelles (inférence par en arrière) de manière à imiter le raisonnement humain. Le système que nous avons employé est tiré des travaux de Mamdani (1974; 1977) et ne comporte pas d'inférence par en arrière mais présente l'avantage d'être compacte et rapide d'exécution. Basé sur la théorie des ensembles, ce système vise à faire:

- 1- La traduction d'une mesure quantitative en une valeur qualitative traitable par un ordinateur.
- 2- L'élaboration des règles de contrôle.
- 3- La ré-interprétation des décisions qualitatives du contrôleur en actions quantitatives.

L'algorithme est décrit dans D'Amours (1987) aussi veuillez vous y référer pour références supplémentaires. Le chapitre 2 présente quant à lui l'ensemble des règles utilisées dans le cadre de notre projet.

## CHAP. 2 - MODÈLE DYNAMIQUE ET STRATÉGIE DE CONTRÔLE APPLIQUÉ À UNE USINE À BOUES ACTIVÉES

Ce chapitre présente l'avancement actuel de nos travaux en relation avec l'étude des chocs toxiques, organiques et hydrauliques par le biais de la modélisation et du contrôle de procédé. Suite à l'introduction aux processus de base fait au chapitre 1, nous regardons ici les développements spécifiques faits dans le cadre de notre projet et en rapport avec l'informatisation de cette information.

### A- DÉVELOPPEMENTS SPÉCIFIQUES AU PROJET FCAR-SPONTANÉ

Par l'entremise du projet FCAR-spontané, il nous a été demandé d'étudier les effets chocs sur une installation de traitement des eaux par boues activées. Nous avons choisi la modélisation de données réelles ou synthétiques pour parvenir à nos fins. Ainsi, il fallait être capable d'étudier le comportement du bassin d'aération, et du décanteur secondaire, principales composantes de l'usine étudiée. De plus, le développement ultérieur d'une stratégie globale de contrôle demandait de prendre en considération l'addition d'un bassin d'égalisation pour l'écrêtement des chocs hydrauliques. Les paragraphes qui suivront élaboreront chacune des composantes du modèle décrite ci-dessus.

#### A-1 Modélisation du bassin d'aération ou "modèle biologique"

La modélisation des processus biologiques en traitement des eaux a fait l'objet de nombreux travaux et ce, depuis fort longtemps. Roques (1979) présente une excellente revue de littérature sur le sujet. Essentiellement, on rencontre trois variables dans la modélisation des processus biologiques (ou courbes de croissance):

- 1- La concentration en substrat,  $S$ , caractérisant l'effet de dépollution obtenu au temps  $t$  et exprimée en DCO ou  $DBO_5$ .
- 2- La concentration en biomasse,  $X$ , qui permet de calculer la quantité de boues produite au cours du processus de dépollution.

- 3- La quantité d'oxygène qui permet de calculer la quantité d'air à fournir au système.

C'est ce complexe, formé par la combinaison des bactéries, du substrat et de l'oxygène, qui compose le processus de dépollution (voir figure (1)). Le chapitre 2 de Junkins et al. (1983) est très explicite sur les mécanismes de base du procédé à boues activées et le lecteur est fortement conseillé d'y recourir pour plus d'informations.

Il existe trois types de démarches pour analyser et modéliser le processus de dépollution: premièrement, on peut essayer d'appliquer un modèle classique de croissance en culture pure à ces cultures complexes. Deuxièmement, on peut transposer un modèle classique de cinétique chimique à ces processus de fermentation complexes. Troisièmement, on peut considérer le processus de dépollution comme une boîte noire et rechercher une relation empirique entre les variables d'entrée et les variables de sorties, indépendamment de toute hypothèse sur la nature des phénomènes qui se déroulent à l'intérieur.

Notre approche utilise le modèle classique de croissance de Monod (1950) qui, largement utilisé pour décrire la cinétique bactérienne, décrit également bien la phase de croissance exponentielle et le début de la phase de ralentissement (Figure (2)). Cependant, il ne considère pas le temps nécessaire à l'acclimatation de la biomasse et la décroissance due à la mort des cellules. Des améliorations sont donc nécessaires (Couillard et al., 1988a).

#### A-1.1 Structuration de la biomasse et du substrat

Certains auteurs tels Busby et Andrews (1975), Ekama et Marais (1979) ainsi que Grady et al. (1986), ont adopté une structure de biomasse qui comporte trois compartiments: la biomasse de réserve, la biomasse active et la biomasse inerte. En bref, les bactéries actives correspondent à l'état de la biomasse juste après la division cellulaire tandis que la biomasse de réserve est constituée par le substrat non-métabolisé. Quant à la biomasse inerte, elle est formée par la partie non-biodégradable de la biomasse active morte (figure (3)).

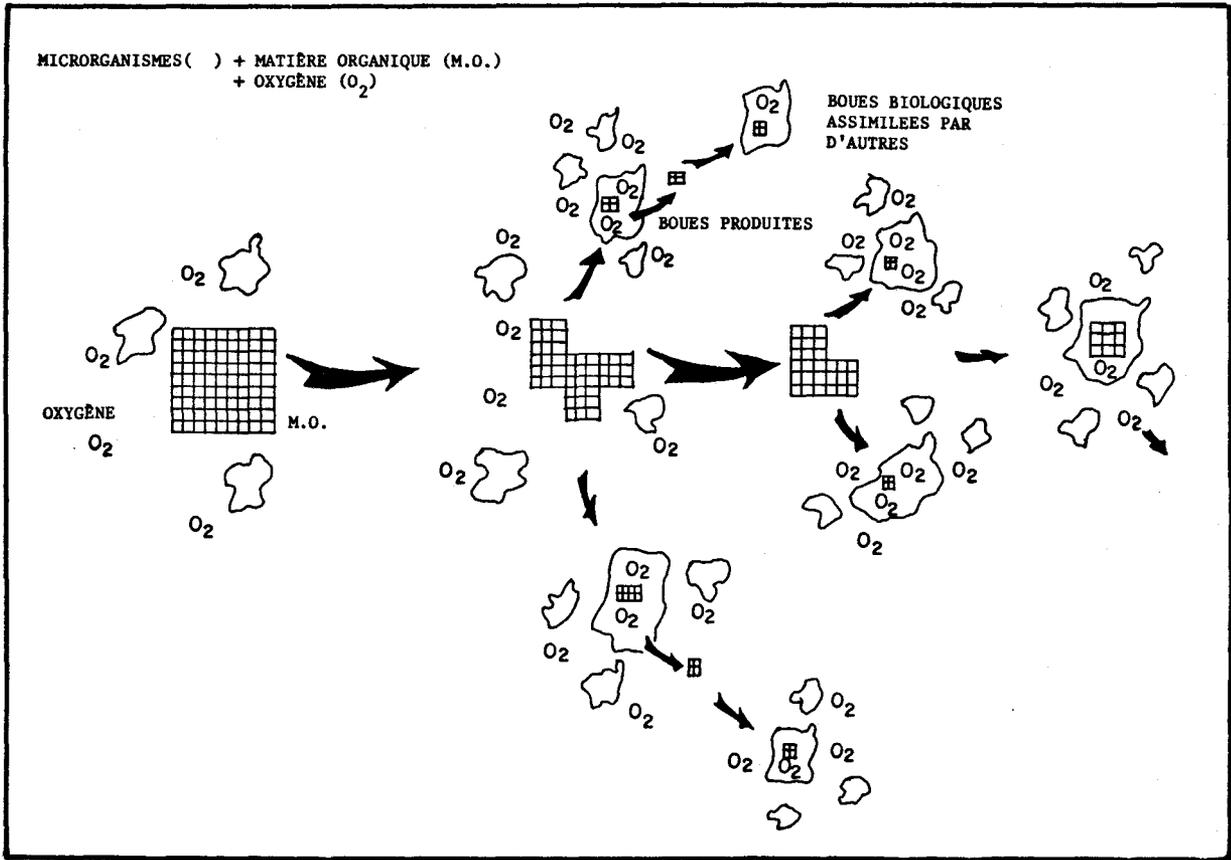


Figure (1): Processus de bio-dégradation rencontré en traitement des eaux (Junkins et al., 1983).

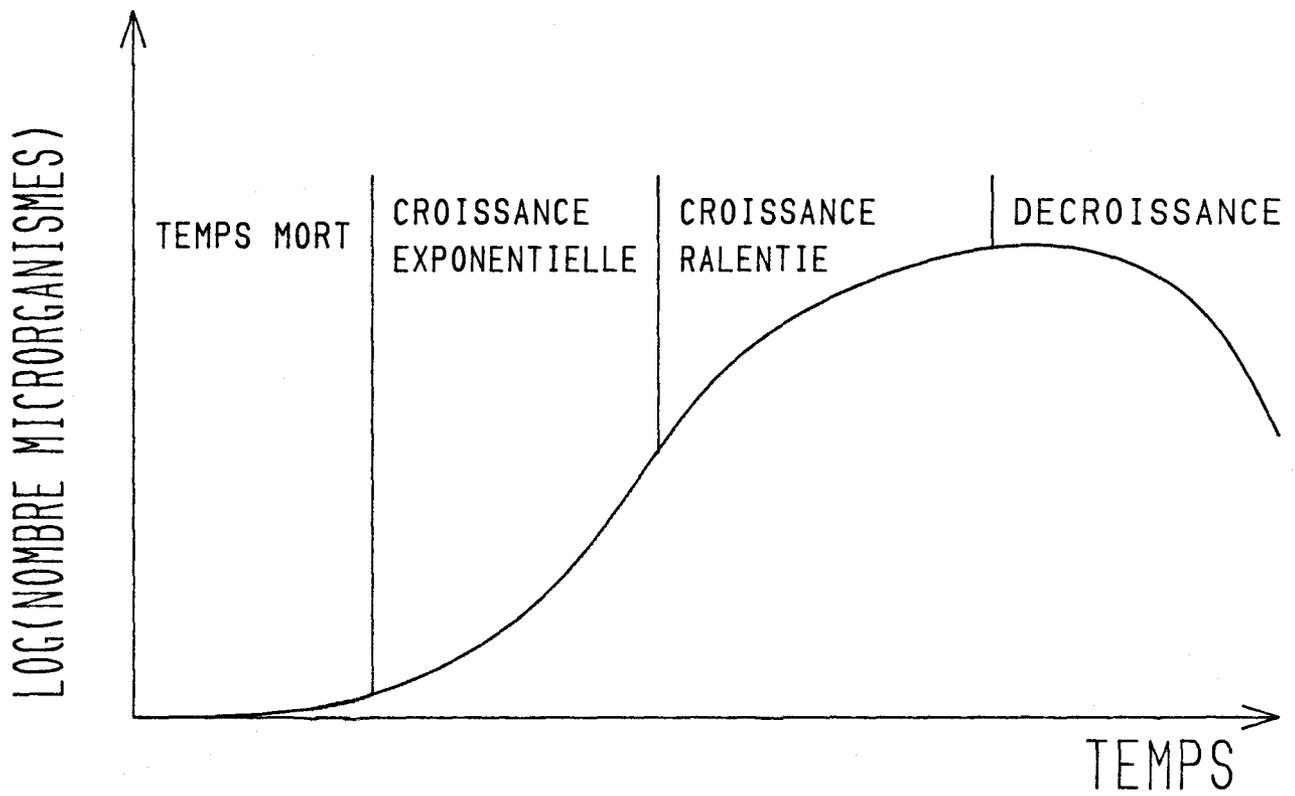


Figure (2): Courbe de croissance de la biomasse dans un réacteur biologique.

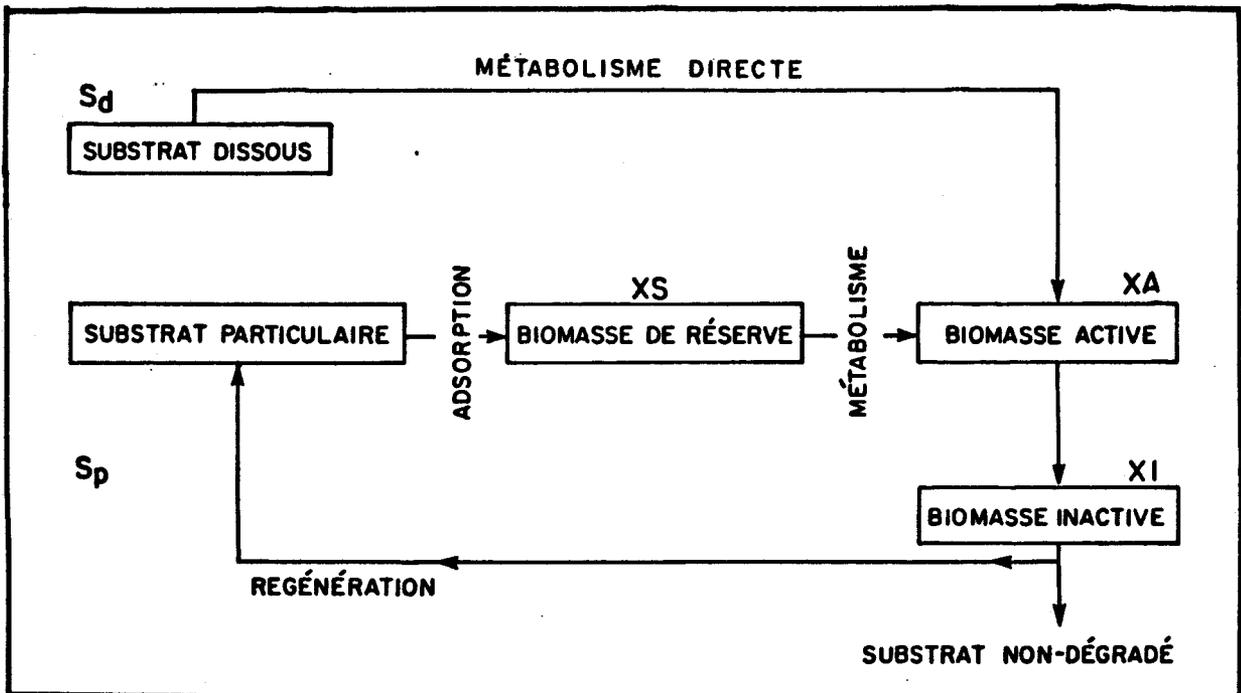


Figure (3): Représentation du modèle des bi-substrats tel que décrit dans nos travaux.

Alors que le substrat soluble peut être directement métabolisé par les bactéries, le substrat particulaire fait d'abord intervenir l'adsorption physique sur les microorganismes. Par la suite, l'action enzymatique est responsable de la solubilisation des particules avec métabolisation par les microorganismes actifs avec ou sans formation de biomasse de réserve (Figure (4)). Puisque le métabolisme du substrat particulaire est plus lent que celui du substrat soluble, un délai est introduit. Aussi, si les recherches passées ont négligé la fraction particulaire du substrat, cette dernière, qui constitue environ 70% de la demande en oxygène (Dold et al., 1980), améliore de beaucoup la dynamique de croissance microbienne lorsque prise en considération.

#### A-1.2 Phénomène de déclin de la biomasse

L'approche traditionnaliste se base sur l'hypothèse que la biomasse inerte issue du décès des microorganismes peut, à la limite, être considérée conservatrice. Cependant, une autre approche, celle de McKinney (1962) considère la régénération des résidus de la respiration endogène\*. Les substances ainsi relarguées peuvent être à nouveau métabolisées par la biomasse active et constituer une source additionnelle de substrat. Dans ce cas, la vitesse de relarguage du substrat est proportionnelle au taux de mortalité des cellules (Ekama et Marais, 1979). C'est l'approche que nous avons adopté.

#### A-1.3 Inhibition de la croissance par les toxiques

De multiples études de suivit menées sur des réseaux d'égouts municipaux ont indiqué la présence de substances toxiques qui atteindront éventuellement l'usine de traitement (Yapijakis et Papamichael, 1987). Ces toxiques organiques ou métalliques peuvent causer des problèmes de trois types: effets toxiques sur le traitement biologique, contamination des boues dans l'effluent solide à traiter et problèmes de disposition éventuels (Tyagi, 1985; Tyagi et al., 1986).

\* Mort des microorganismes actifs rendue nécessaire pour maintenir l'énergie au reste de la communauté en période de raréfaction du substrat ou simplement due au vieillissement des cellules actives.

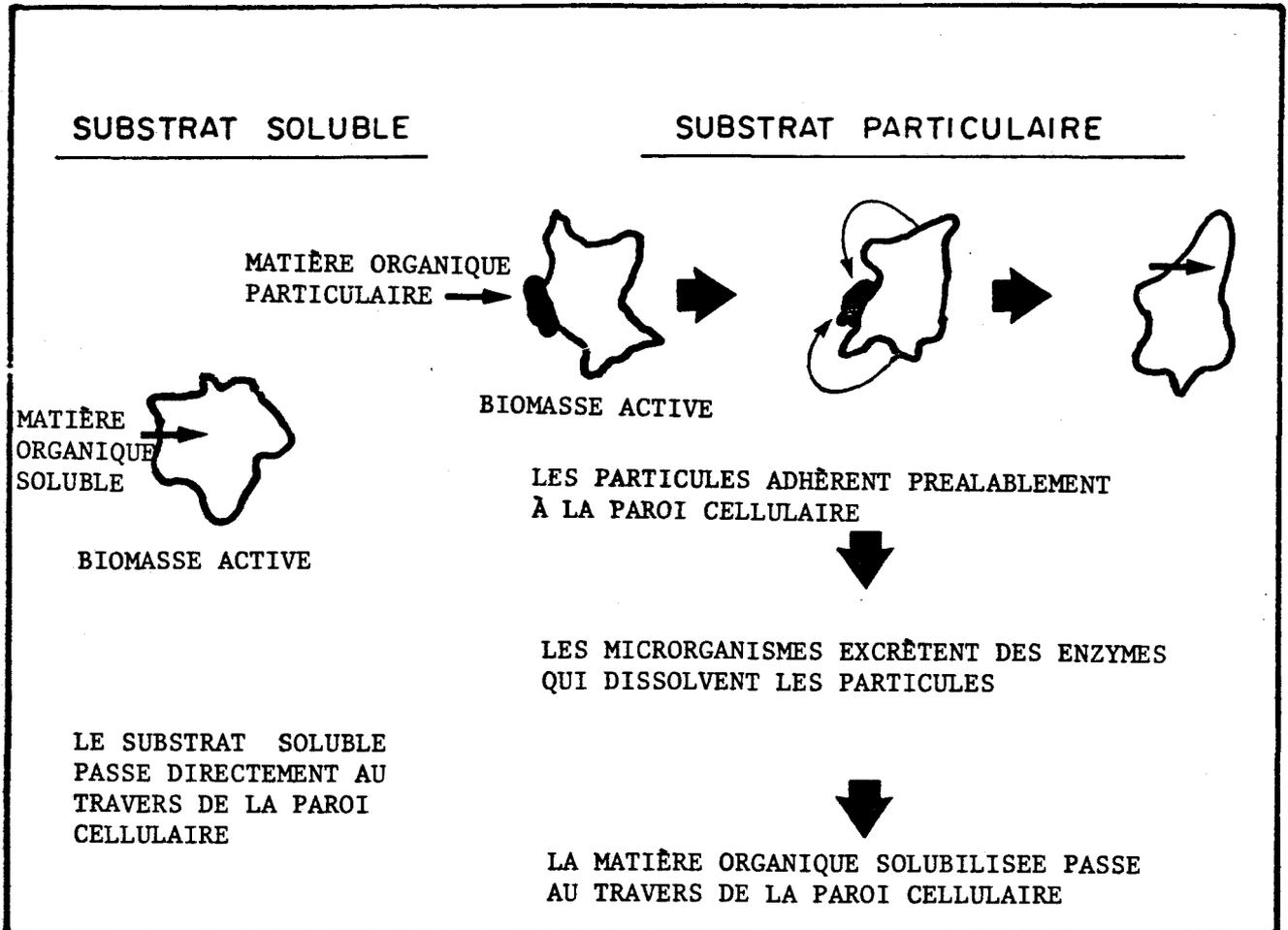


Figure (4): Le transfert de la matière organique (M.O.) dans le floc bactérien (Junkins et al., 1983).

On sait que depuis de nombreuses années, la formulation de Monod (1950) a été valide pour prédire la cinétique bactérienne avec substrats non-toxiques. Cependant, il est permis de se demander si la même formulation peut être utilisée avec des contaminants métalliques ou organiques.

Grady et al. (1986) démontraient que la croissance bactérienne suivait une fonction inhibitrice, la formulation d'Haldane, lorsque l'affluent traité était contaminé au phénol. De même, Tyagi (1985) et Tyagi et al. (1986) ont démontré que l'inhibition métallique variait en fonction du type d'inhibiteur et de sa concentration et selon des patrons hyperboliques, paraboliques ou linéaires. Pour ces derniers, la cinétique microbienne utilisée pour décrire l'inhibition est déterminée par l'ajout de deux constantes bio-cinétiques à l'équation de Monod. En bref, plus l'inhibition est forte plus le rapport  $\mu'_m/\mu_m$  de l'équation (3) ci-après s'approche de  $\emptyset$ . À l'inverse, s'il n'y a pas d'inhibition  $\mu'_m/\mu_m$  tendra vers 1.

$$\mu'_m = 1 - \left[ \frac{M}{X \cdot C} \right]^n \quad (3)$$

où M = concentration d'inhibiteur  
 X = concentration biomasse active  
 n,c = constantes bio-cinétiques

Si l'équation (3) est utilisée comme facteur multiplicatif devant l'équation de Monod, on voit tout de suite l'effet de réduction sur l'activité microbienne qu'aura la présence d'inhibiteurs.

#### A-1.4 Équations du modèle biologique

a) Substrat dissous (soluble)

$$V_1 \cdot dS_{d1}/dt = Q_\emptyset/V_1 \cdot S_{d\emptyset} + Q_4/V_1 \cdot S_{d4} - Q_1/V_1 \cdot S_{d1} - \mu_1 \cdot X_{A1} \quad (4)$$

b) Substrat particulaire

$$V_1 \cdot dS_{p1}/dt = Q_\emptyset/V_1 \cdot S_{p\emptyset} + Q_4/V_1 \cdot S_{p4} - Q_1/V_1 \cdot S_{p1} - K_T \cdot S_{p1} \cdot X_{A1} \quad (5)$$

$$(fsc - X_{S1}/X_{A1} + P \cdot (1 - fnb) \cdot b \cdot X_{A1}$$

c) Biomasse active

$$V_1 \cdot \frac{dX_{A_1}}{dt} = Q_{\emptyset}/V_1 + Q_{\emptyset}/V_1 \cdot X_{a_{\emptyset}} + Q_4/V_1 \cdot X_{A_4} - Q_1/V_1 \cdot X_{A_1} + Y_1 \cdot X_{A_1} \cdot (\mu_1 + \mu_2) - b \cdot X_{A_1} \quad (6)$$

d) Biomasse inerte

$$V_1 \cdot \frac{dX_{I_1}}{dt} = Q_{\emptyset}/V_1 \cdot X_{I_0} + Q_4/V_1 \cdot X_{I_4} - Q_1/V_1 \cdot X_{I_1} + Y_2 \cdot b \cdot X_{A_1} \quad (7)$$

e) Biomasse (substrat) de réserve

$$V_1 \cdot \frac{dX_{S_1}}{dt} = Q_{\emptyset}/V_1 \cdot X_{S_0} + Q_4/V_1 \cdot X_{S_4} - Q_1/V_1 \cdot X_{S_1} + K_T \cdot S_{P_1} \cdot X_{A_1} - (f_{sc} - X_{S_1}/X_{A_1})/P - \mu_2' \cdot X_{A_1} / P \quad (8)$$

f) Oxygène dissous

$$V_1 \cdot \frac{dS_{OD_1}}{dt} = Q_{\emptyset}/V_1 \cdot S_{OD_4} - Q_1/V_1 \cdot S_{OD_1} + (1 - P \cdot Y_1) \cdot X_{A_1} \cdot (\mu_1 + \mu_2) + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{ODS} - S_{OD_1}) \quad (9)$$

$$\text{avec } \mu_1 = \frac{K_{ms} \cdot S_{d_1} \cdot I}{K_{ss} + S_{d_1}}; \quad (10)$$

$$\mu_2 = \frac{K_{mp} \cdot S_{P_1} \cdot P \cdot I}{K_{sp} \cdot X_{A_1} + X_{S_1} \cdot P} \quad (11)$$

$$I = 1.0 - \left[ \frac{M}{X_{A_1} \cdot C} \right]^n \quad (12)$$

## A-2 MODÉLISATION DU DÉCANTEUR SECONDAIRE

Depuis une vingtaine d'années, la théorie des flux limitants constitue la pierre angulaire des modèles de décantation. Kynch (1952) a établi sa théorie sur l'hypothèse que les concentrations dans une couche sédimentée diffusent du bas vers le haut au travers du décanteur. Il suppose de plus que

la vitesse de sédimentation d'une couche est fonction de la concentration de solides dans cette couche. Voyons les fondements de cette théorie.

Quand un liquide entre dans un décanteur, le flux total de solides entrant se décrit par:

$$G_T = \frac{X_{T1} \cdot Q_1}{A_c} \quad (13)$$

En chaque point du décanteur, les solides sont transmis avec un flux égal à la sommation d'un flux gravitationnel et d'un flux convectif induit par le soutirage de boues au bas du décanteur:

$$G_T = G_S + G_u \text{ où} \quad (14)$$

$$G_S = V_S \cdot X_D \text{ et} \quad (15)$$

$$G_u = \frac{X_D \cdot (Q_4 + Q_3)}{A_c} \quad (16)$$

La figure (5) montre la juxtaposition des courbes de flux représentée par les équations (14) à (16). Si on trace une tangente au point d'inflexion de la courbe des flux totaux, l'ordonnée interceptée par cette tangente représente le flux limite. Ce flux est particulier à des conditions d'opération fixes et détermine en quelque sorte la quantité maximale de solides que peut accommoder le décanteur sans élévation de son lit de boues (D'Amours, 1987).

Il a été démontré que la vitesse de sédimentation,  $V_S$  pouvait être exprimée par (Severin et Poduska, 1986; James, 1984; Keinath, 1985):

$$V_S = K_1 \cdot X_D^{-K_2} \quad (17)$$

En substituant (17), (16), (15) dans (14) on a:

$$G_T = K_1 X_D^{(1 - k_2)} + X_D \cdot \left( \frac{Q_4 + Q_3}{A_c} \right) \quad (18)$$

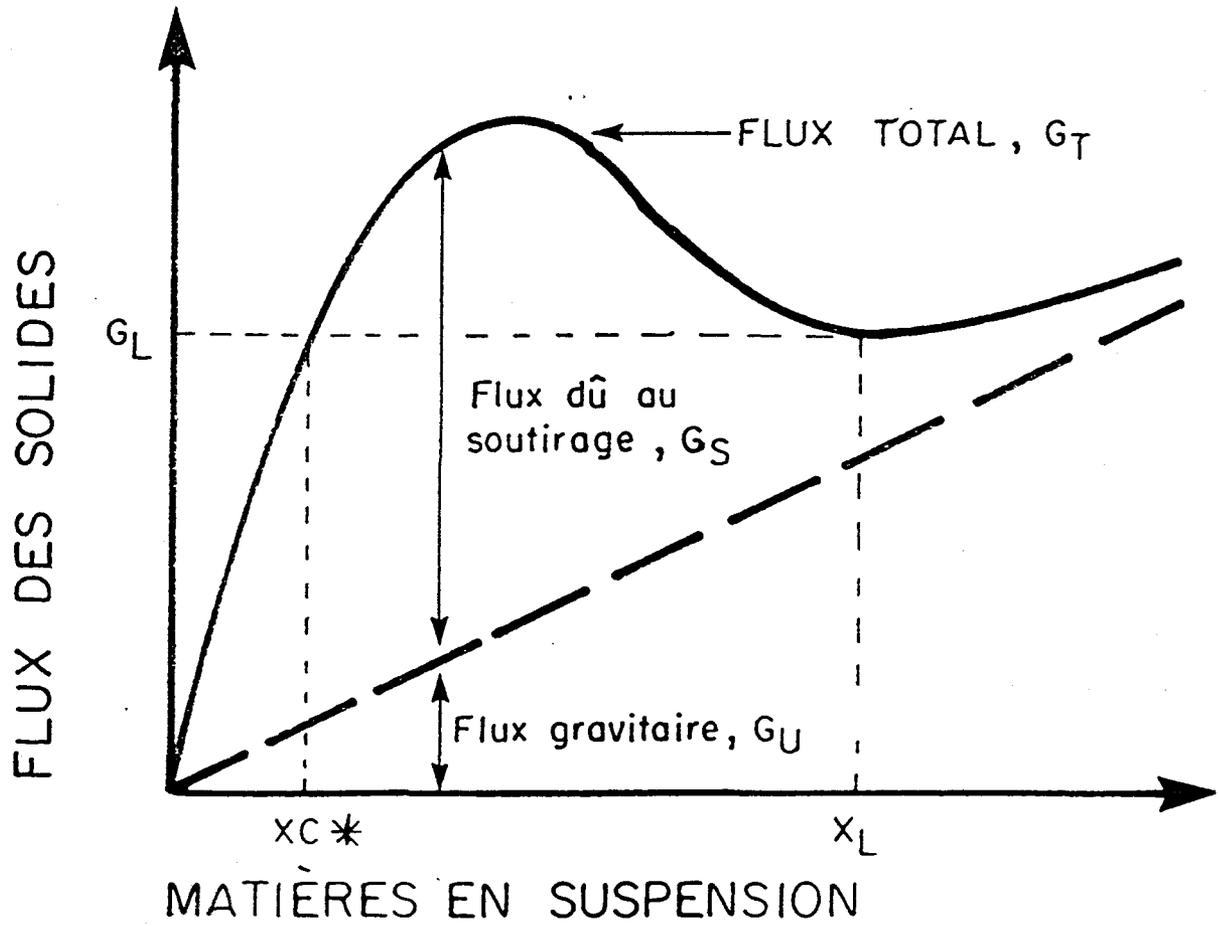


Figure (5): La théorie des flux (Kynch, 1952) appliquée à un décanteur secondaire.

Dans l'équation (18), les valeurs de coefficients  $K_1$  et  $K_2$  sont fonction du type d'eaux usées traité et de la composition du floc bactérien. Si on dérive l'équation (18), on a:

$$dG_T/dX_D = \left( \frac{Q_4 + Q_3}{A_c} \right) + K_1 (1 - K_2) X_o^{-K_2} \quad (19)$$

Pour trouver la concentration de solides "limite" dans le décanteur on égal à  $\emptyset$  et on trouve  $X_L$ :

$$X_L = K_1 \cdot (K_2 - 1) \cdot \frac{A_c}{(Q_3 + Q_4)}^{1/K_2} \quad (20)$$

La vitesse de sédimentation limite devient alors:

$$V_{SL} = K_1 X_L^{-K_2} \quad (21)$$

et en substituant (20) dans (18) on a le flux limite:

$$G_L = K_1 \cdot K_L^{(1 - K_2)} + X_L \left( \frac{Q_4 + Q_3}{A_c} \right) \quad (22)$$

À la concentration limite dans le décanteur, correspond aussi une concentration  $XC^*$  comme illustré à la figure (5) et qui représente la concentration minimale du lit de boues entre la zone de clarification et la zone d'épaississement. Pour trouver cette concentration on fait:

$$G_L = G_T$$

et on trouve par itération successive la valeur de  $X$ ,  $XC^*$ , qui satisfait l'équation. La méthode que nous avons employée est la méthode des bi-sections parce qu'elle converge toujours sur un intervalle donné. L'intervalle utilisé borne la concentration minimale entre:

$$50 \text{ mg/l} < XC^* < 1 \text{ 000 mg/l}$$

Finalement, la valeur de la concentration de boues au bas du décanteur, en zone de compression, est donnée par:

$$X_R = X_W = \text{MAX} (G_L, G_B) \cdot \frac{A_c}{(Q_3 + Q_4)} \quad (23)$$

Le schéma général d'un décanteur secondaire type est présenté à la figure (6). À partir de ce point, on remplacera  $(Q_3 + Q_4)$  par  $U$ .

Pour un décanteur où on fait du soutirage de boues par le bas, un bilan de matière autour d'un élément de contrôle en zone d'épaississement tel qu'indiqué à la figure (7) donne:

ENTREE - SORTIE = ACCUMULATION

$$\frac{X_{T1} \cdot Q_1}{A_c} - X_L (V_L + V/A_c) - X_B \cdot (Q_1/A_c - U/A_c - V_{XB}) = \text{Accumulation} \quad (24)$$

or, l'accumulation décrite par l'équation (24) représente le changement de concentration de solides en zone d'épaississement pour un intervalle  $\Delta t$  et pour la hauteur totale de l'élément de contrôle considéré soit  $h$ .

$$\text{Accumulation en zone d'épaississement} = (24) = h \cdot d X_B / dt$$

De même, en faisant un bilan de matière autour d'un élément de contrôle en zone de clarification tel qu'indiqué à la figure (8) on a:

ENTREE - SORTIE = ACCUMULATION

$$X_C^* (Q_T/A_c - U/A_c - V_{XB}) - X_A (Q_T/A_c - U/A_c) = \text{Accumulation} \quad (25)$$

On remarque ici que la concentration à la limite,  $X_C^*$ , est différente de  $X_B$  sous cette même limite. En fait, Stehfest (1984) explique ceci par la présence d'une ligne de discontinuité à cet endroit et représentée mathématiquement par:

$$\left. \frac{dG}{dX} \right|_{X_C^*} \leq \frac{dh}{dt} \leq \left. \frac{dG}{dX} \right|_{X_B}$$

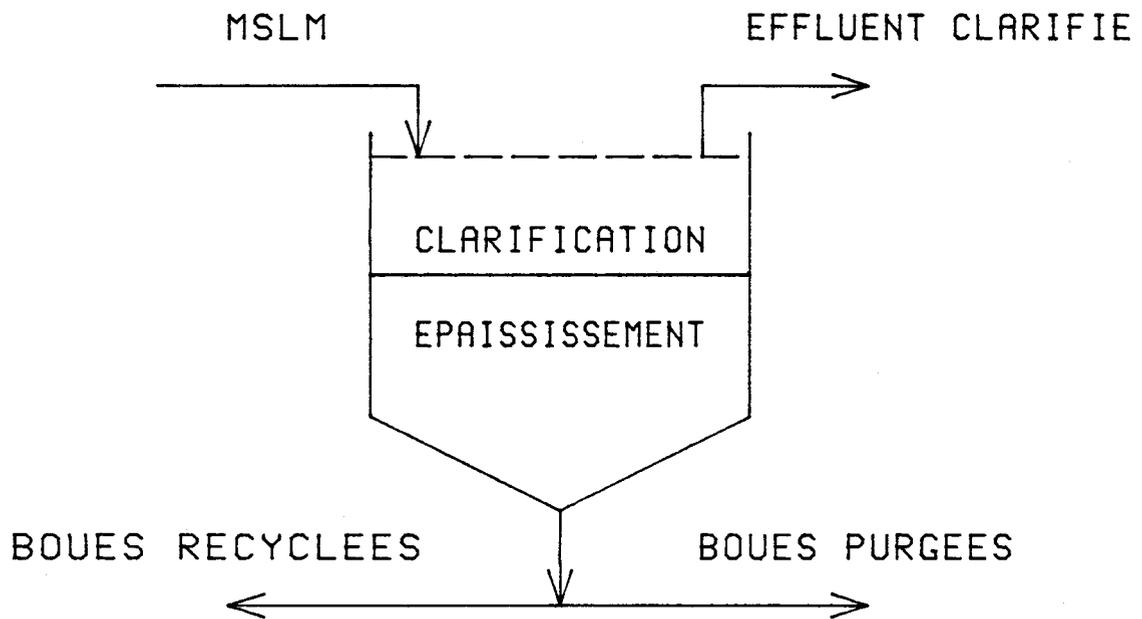


Figure (6): Représentation générale d'un décanteur secondaire.

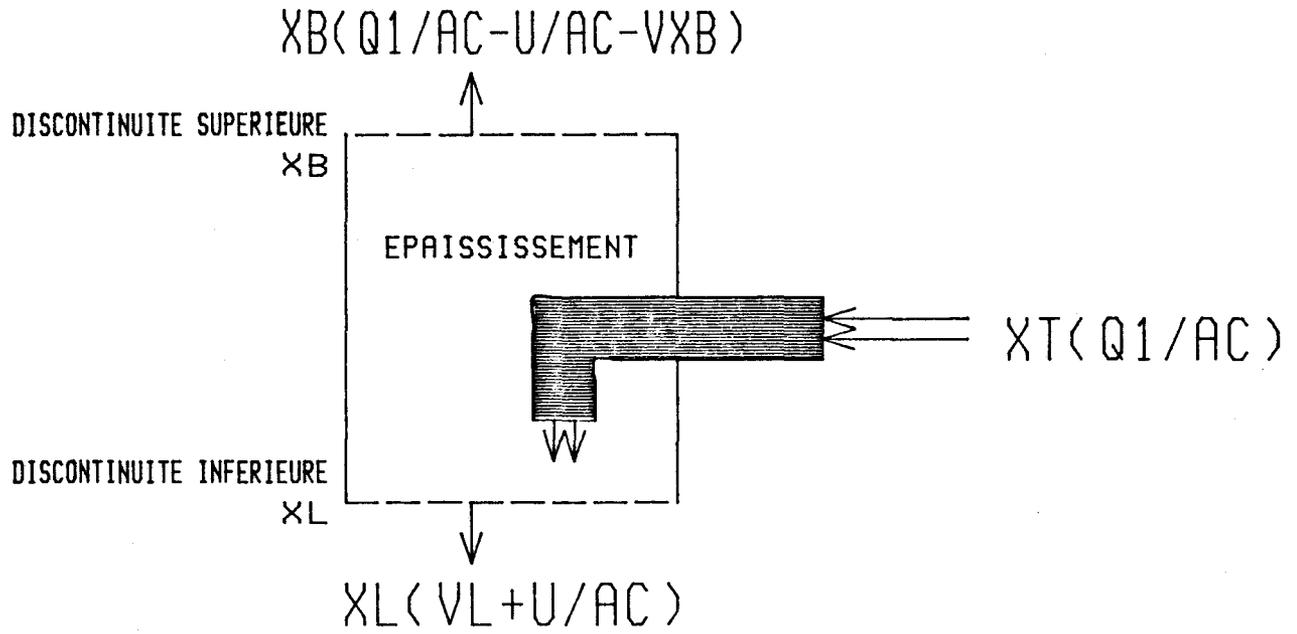


Figure (7): Bilan de matière autour de la zone d'épaississement d'un décanteur secondaire.

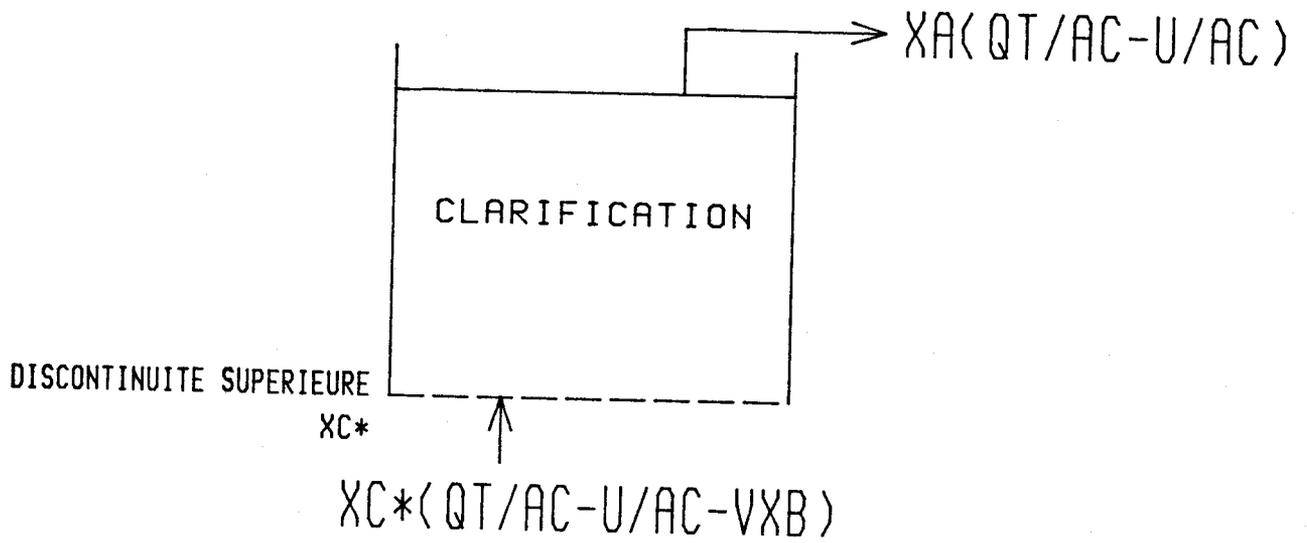


Figure (8): Bilan de matière autour de la zone de clarification d'un décanteur secondaire.

L'accumulation en zone de clarification représente le changement de concentration de solides en zone de clarification pour un intervalle  $\Delta t$  et pour la hauteur totale de l'élément de contrôle soit  $(\delta-h)$ .

Accumulation en zone clarification = (25) =  $(\delta-h) \cdot d XA/dt$

Finalement, l'interface entre la zone de clarification et la zone d'épaississement qui indique le niveau de boues se trouve en considérant que le bilan à cette interface tel qu'illustré à la figure (7):

$$\frac{dh}{dt} = X_B (Q_1/A_c - U/A_c - V_{XB}) \quad (26)$$

L'ensemble des équations (24), (25) et (26) constitue le modèle de décantation dynamique que nous proposons. Ce modèle s'inspire à la fois du modèle en régime permanent de Severin et Poduska (1986) et du modèle dynamique de Stehfest (1984). Relativement simple, ce modèle permettra l'estimation des trois variables d'état suivantes: la hauteur du lit de boues, la concentration moyenne de solides en phase de clarification et la concentration moyenne de solides en phase d'épaississement. Des travaux ultérieurs devraient pouvoir démontrer son application.

### A-3 MODÉLISATION DU BASSIN D'ÉGALISATION

L'ajout d'un bassin d'égalisation en tête du procédé sera grandement utile pour l'accomodation des chocs hydrauliques. On suppose qu'étant donné le court temps de séjour des eaux usées dans le bassin d'égalisation, il n'y a pas d'activité biologique ni plus que de décantation des particules. Le modèle du bassin est simplement dérivé d'un bilan différentiel de matière tel qu'illustré à la figure (9).

Ainsi, on a:

$$A_B \cdot dH/dt = Q_{E1} - Q_{E2} \quad (27)$$

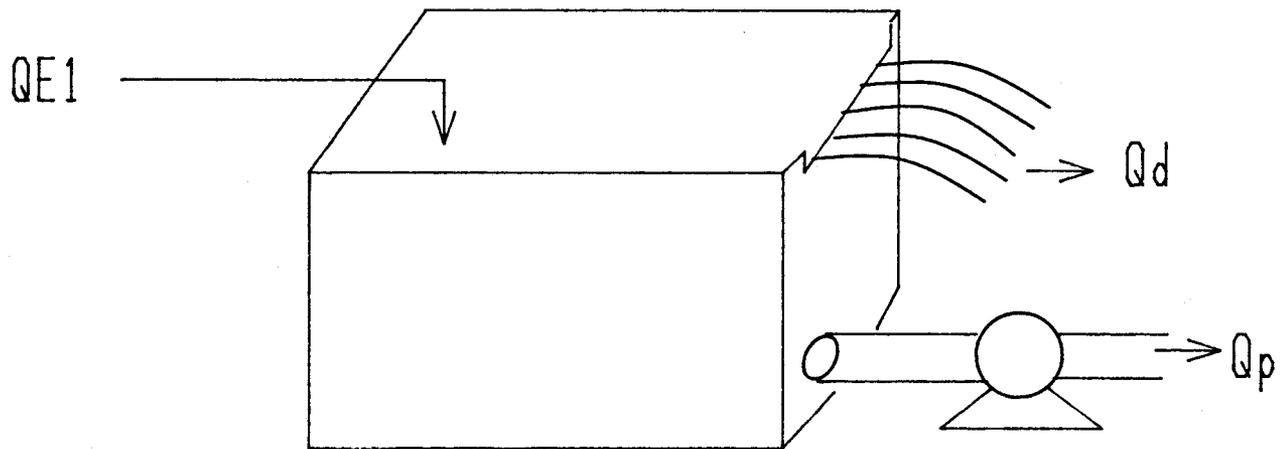


Figure (9): Bilan de matière autour d'un bassin d'égalisation.

$$A_B \cdot dS_{E2}/dt = \frac{Q_{E1}}{H} \cdot [S_{E1} - S_{E2}] \quad (28)$$

$$A_B \cdot dSSV_2/dt = \frac{Q_{E1}}{H} [SSV_1 - SSV_2] \quad (29)$$

$$\text{Avec } Q_{E2} = Q_d + Q_p \quad (30)$$

où  $Q_p$  est le débit pompé et est déterminé par son propre contrôleur basé sur le niveau d'eau dans le bassin.

$$\text{et } Q_d = C_1 \cdot L \cdot h \cdot \sqrt{2gh} \quad (31)$$

Pour un déversoir rectangulaire de type "mur mince" et avec une vitesse d'approche faible on a  $C_1 = 0,40$  (Degrémont, 1979). De plus,  $g = 9,8 \text{ m/s}^2$ . Élaborons les équations secondaires nécessaires à la résolution complète du système d'équations (27-31).

On pose  $H = h + BEH$  ce qui signifie que la hauteur totale de liquide dans le bassin d'égalisation est égale à la hauteur des murs (BEH) à partir du déversoir jusqu'au fond, plus la hauteur de liquide au dessus du déversoir (h).

On a donc  $h = H - BEH$  et l'équation (31) devient:

$$Q_d = 0,40 \cdot L \cdot (H-BEH) \cdot \sqrt{2g} (H-BEH)$$

Comme on ne peut pas avoir  $h < 0$  i.e.  $H < BEH$ , alors on pose:

$$h = \text{MAX} [(H-BEH), 0] \text{ et (31) devient:}$$

$$Q_d = 0,40 \cdot L \cdot \text{MAX} [(H-BEH), 0] \cdot \sqrt{2g} \cdot \text{MAX} [(H-BEH), 0] \quad (32)$$

Les équations (27)-(28), (29), (30) et (32) constituent le modèle de bassin d'égalisation utilisé dans notre projet.

#### A-4 LE CONTRÔLE DE PROCÉDÉ

Pour contrôler efficacement un procédé, il faut d'abord pouvoir identifier les variables d'état du procédé les plus susceptibles d'améliorer le rendement lorsque contrôlées. Une étude effectuée sur quinze usines à boues activées et menée par Berthouex et al. (1985), a permis de caractériser les causes de défaillances couramment rencontrées dans le procédé. Après avoir noté la fréquence et la durée des défaillances, ces chercheurs ont obtenu les résultats suivants: un taux faible d'oxygène dissous dans le réacteur, une faible concentration des solides en suspension dans la liqueur mixte et un mauvais contrôle des débits recyclé et purgé, contribuent à plus de 60% de toutes les défaillances rencontrées dans une usine. Il semble donc qu'une action pertinente sur ces variables-clés puisse, sinon augmenter, du moins uniformiser le rendement de l'usine (Couillard et al., 1988b).

La figure (10) montre comment s'intègre la stratégie de contrôle que nous proposons aux modèles dynamiques développés dans les sections précédentes. On remarque qu'à chaque intervalle de simulation, un vecteur de données alimente le contrôleur. Ce dernier se compose quant à lui de deux niveaux hiérarchiques.

Le niveau inférieur, composé de deux contrôleurs digitaux à contre-réaction, a pour rôle de maintenir le niveau d'oxygène dissous dans le réacteur et le niveau des boues dans le décanteur secondaire à des valeurs satisfaisantes.

Le niveau supérieur est un système expert, qui maintient les conditions optimales du procédé en fixant les points de consigne (set-point) de l'oxygène dissous, du taux de recyclage des boues, du débit de liquide pompé du bassin d'égalisation de même que du débit de boues purgées. Ce contrôleur comporte 16 règles extraites de Beck et al. (1978) et Beck (1984) et le contrôle du débit pompé du bassin d'égalisation est le fruit de nos travaux. Le tableau (3) présente les règles.

Comme nous l'avons expliqué dans la première partie de ce rapport, la méthode utilisée pour exprimer puis interpréter les seize règles est basée sur l'approche de Zadeh (1973) et plus de détails se retrouvent dans D'Amours (1987) et Mamdani (1974; 1977).

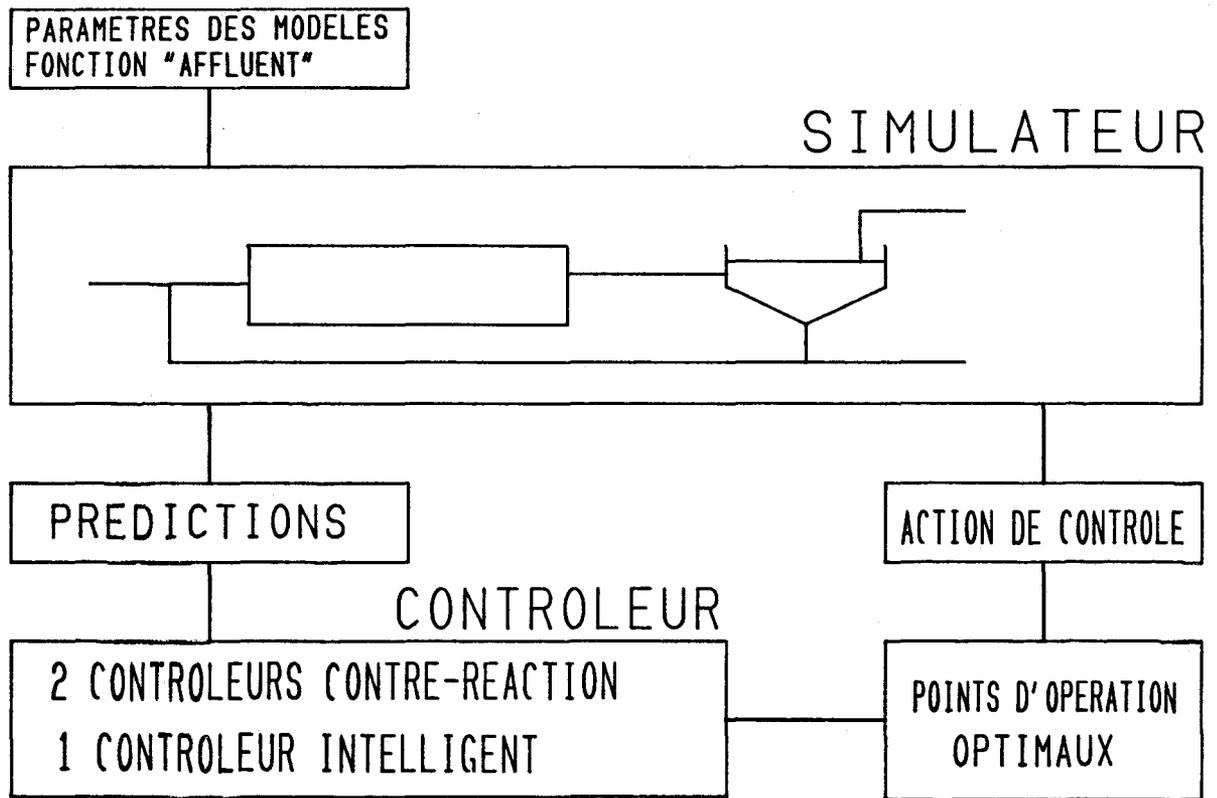


Figure (10): Interrelation entre le modèle dynamique et le contrôleur proposée dans nos travaux.

PARAMETRE DU CONTROLEUR INTELLIGENT*									
#	DBOTE	MESE	MVS	Q <sub>R</sub>	S <sub>ODPC</sub>	Q <sub>W</sub>	DELODPC	DELPCTR	DELQ3
1	P**	P	M	M	G		Gn		
2	P	P	M	M		P			Pp
3	P	P	M	M		G			Pn
4		P					Pp		
5	P								Pn
6	P						Gp		
7	P								Gn
8	nG	M						Pp	
9	nG	G						Gp	
10			G						Gp
11			P						Pn
12			P						Gn
13			P			P		Pp	
14			G			G		Pn	
15	M	P							Pn
16	G	P							Gn

\* : Le symbolisme des titres est décrit dans la nomenclature

\*\* : Les symboles P, M, G , p, n et nG signifient respectivement "petit", "moyen", "grand", "positif", "négatif" et "différent de grand"

Tableau (3): Règles linguistiques du contrôleur à règles.

#### A-4.1 Expression mathématique des contrôleurs digitaux

##### A-4.1.1 Contrôle du débit de boues purgées

Le débit de boues purgées tel qu'obtenu par l'algorithme du contrôleur digital résulte du calcul de l'erreur sur la hauteur du lit de boues.

$$e_1(t) = (Z_t - Z_{TPC})_t$$

En reprenant la formulation de Murrill (1981) pour un contrôleur PID:

$$Z_T(t) = K_{P1} \cdot [(e_1(t) - e_1(t-1)) + T_{C1} \cdot e_1(t) \cdot T_{i1} + T_{d1}/T_{C1} \cdot (e_1(t) - 2 \cdot e_1(t-1) + e_1(t-2))]$$

En supposant une surface de décantation constante entre les niveaux  $Z_t(t)$  et  $Z_T(t-1)$ , on trouve un débit de boues purgées tel que:

$$Q_3(t) = Q_3(t-1) + DELQ_3(t) \quad \text{avec}$$

$$DELQ_3(t) = 100 \cdot Z_T \cdot A_c/T_{C1}$$

##### A-4.1.2 Contrôle de l'oxygène dissous

Cette variable régit la fonction d'erreur  $e_2$  suivante:

$$e_2(t) = (S_{OD1} - S_{ODPC})_t$$

Pour un contrôleur CCR-P1D on trouve:

$$S_{OD1}(t) = K_{P2} \cdot [(e_2(t) - e_2(t-1)) + T_{C2} \cdot e_2(t) \cdot T_{i2} + T_{d2}/T_{C2} \cdot (e_2(t) - 2 \cdot e_2(t-1) + e_2(t-2))]$$

La variable manipulée par le contrôleur est le débit d'air  $Q_{AIR}$  et est soumise aux hypothèses suivantes:

- 1- L'aérateur a une capacité de soufflante illimitée ce qui élimine la nécessité de ré-ajuster un débit maximum lorsqu'on change l'usine modélisée.
- 2- L'efficacité de transfert est indépendante de la concentration en substrat et du débit de l'affluent.
- 3- Le point de consigne de l'oxygène dissous de référence  $S_{ODPC}$  peut varier entre 0 et 4.5 mg/l.

On trouve donc le débit d'air à fournir au système de la façon suivante:

$$Q_{AIR} = K_{TR} \cdot S_{OD1}(t) \cdot V_1/T_{C2}$$

où  $K_{TR} = 3,5 \times 10^{-3} \text{ m}^3_{\text{air}}/\text{mg}_{O_2}$  à 20°C et 1 atm.

Ce paramètre  $K_{TR}$  représente la quantité d'oxygène transférée de la phase gazeuse à la phase liquide.

#### A-4.1.3 Le système expert régularisant le débit pompé du bassin d'égalisation

Ce système expert, composé de cinq règles, régularise la charge sortant du bassin d'égalisation à partir de la charge entrant et du niveau de liquide dans le bassin. La politique de pompage qui en découle se veut suffisamment flexible pour pouvoir être adaptée facilement à une autre usine et nécessite un temps de calcul réduit de manière à être implantée sur micro-ordinateur.

Thérien et al. (1986) ont proposé un bassin d'égalisation à politique de pompage en discontinu et optimisé sur les rejets du procédé. La figure (11) ci-jointe montre le gain en rendement réalisé grâce à une telle politique. On voit que l'instauration d'un bassin d'égalisation (BE) conventionnel améliore déjà de 50% les rejets en rivière. À la lumière de ces observations, nous croyons qu'un BE à politique de pompage pseudo-variable (PPPV) pourrait être plus bénéfique encore.

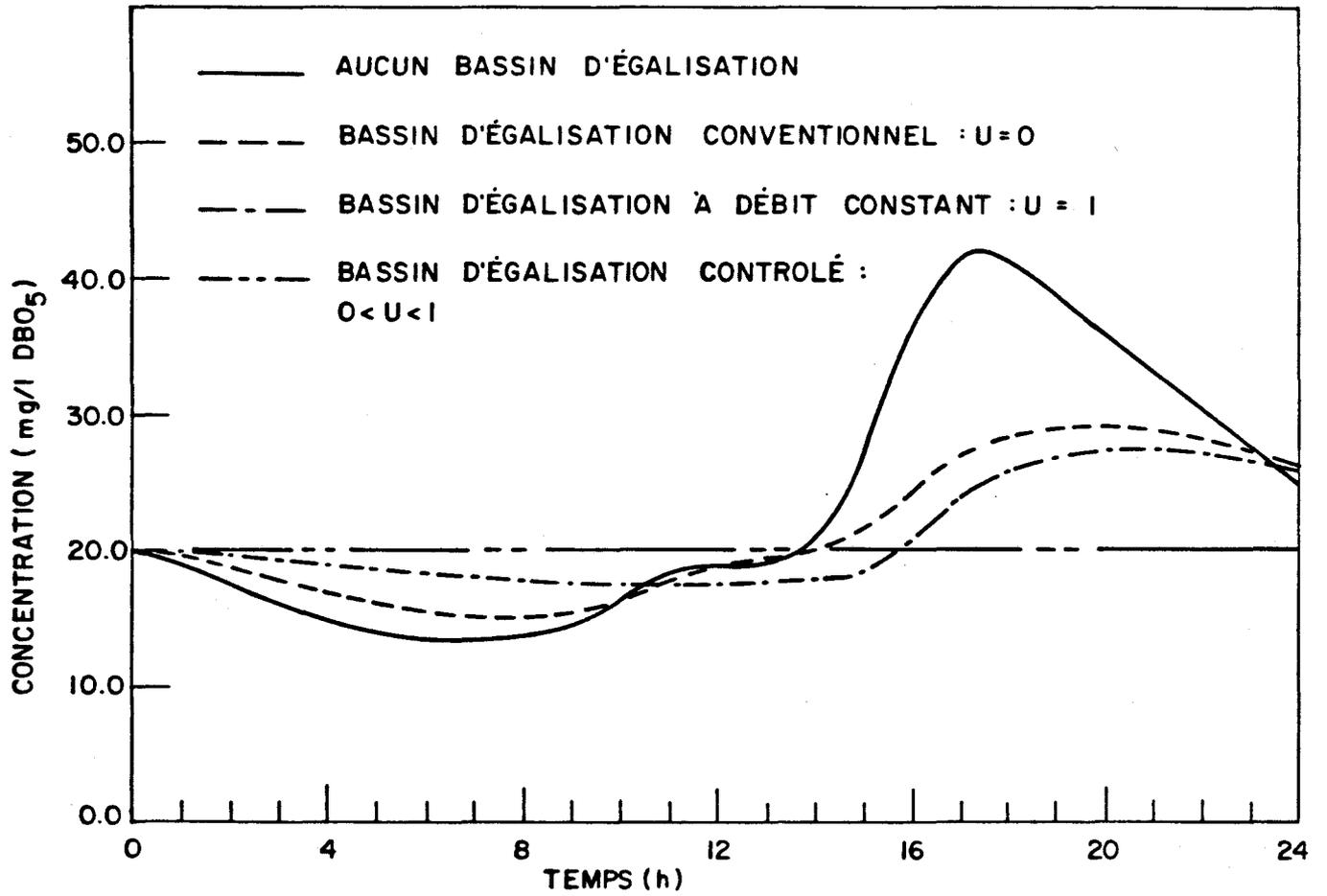


Figure (11): Profils de concentration de l'effluent en eaux clarifiées pour différentes politiques d'opération (Thérien et al., 1986).

#### A-4.1.3.1 PPPV-concept

Dans le but de répondre aux exigences de contrôle du procédé, nous avons développé une stratégie de pompage très simple et qui dépend du niveau d'eau à l'intérieur du BE. Par ailleurs, on sait qu'un tel bassin est particulièrement bénéfique lors de chocs hydrauliques et comme ce sont les chocs reconnus comme les plus néfastes sur le rendement (Chapman, 1983) l'utilité du BE va de soit.

Plus précisément, notre politique de pompage devra:

- 1- Augmenter le pouvoir tampon de l'usine;
- 2- mieux répartir les charges.

Notre politique de pompage cherchera donc à minimiser les variations de charges tout en:

- 1- Maintenant le rendement du procédé;
- 2- évitant les déversements indésirables du décanteur secondaire;
- 3- maintenant une marge de manoeuvre constante dans le BE de manière à pouvoir contrecarrer le plus souvent et le plus longtemps possible, les chocs hydrauliques.

Il y aura donc un niveau optimal, HOPT, à maintenir dans le BE. Tout écart par rapport à ce niveau devra engendrer une action correctrice pour le maintenir au moins dans la gamme allant de HMIN à HMAX. De plus, en plus de garder un certain volume utile, on doit s'assurer que ce volume est suffisamment important pour pouvoir tamponner l'effet de concentration provoqué par un choc organique. Nous pensons qu'un rapport de 1:3 ou 1:4 (affluent: volume occupé) est adéquat compte tenu de l'effet de dilution équivalent engendré.

Finalement, la politique de pompage pseudo-variable proposée discrétise le BE en quatre zone distinctes et induit les pompes suivants (figure (12)).

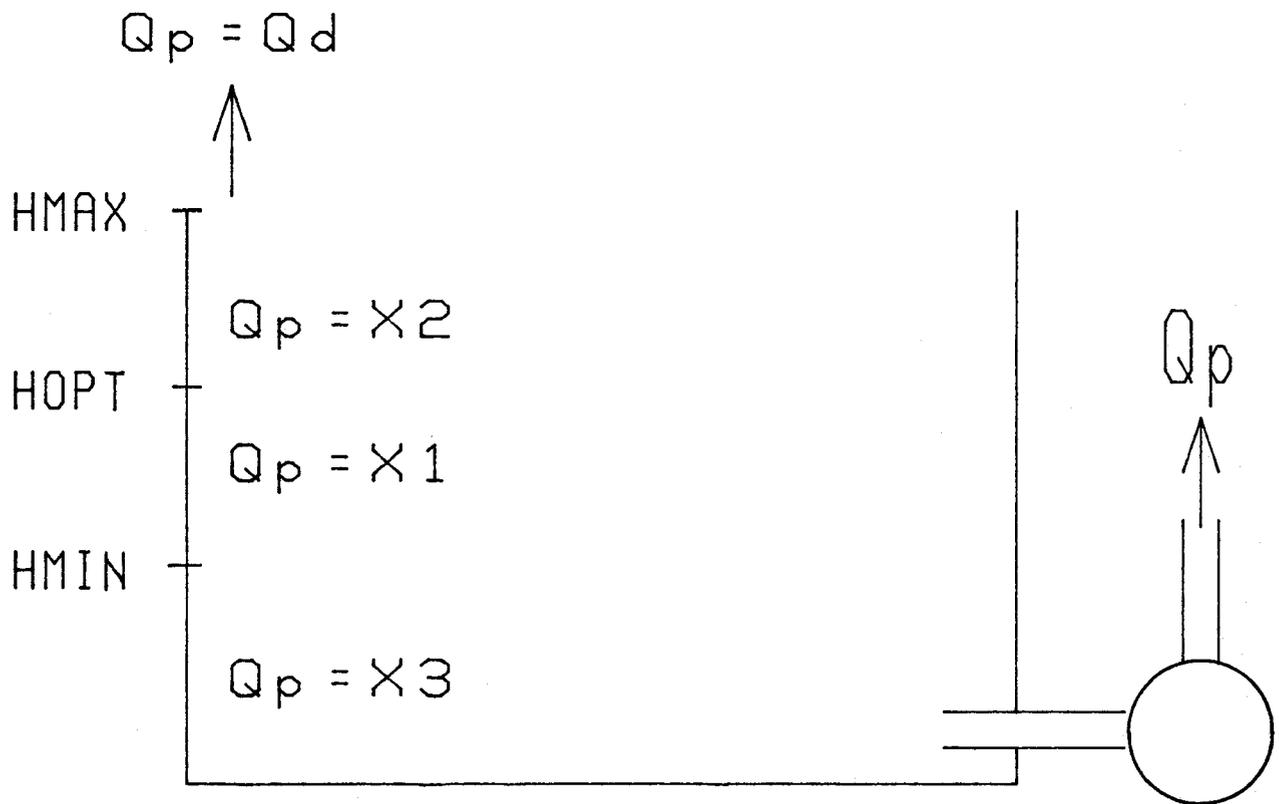


Figure (12): Stratégie de pompage du bassin d'égalisation proposée dans nos travaux.

de HMIN  $\rightarrow$  HOPT  $\rightarrow Q_p = X_1$

de HOPT  $\rightarrow$  HMAX  $\rightarrow Q_p = X_2$

si  $H < HMIN$   $\rightarrow Q_p = X_3$

Si  $H > HMAX$   $\rightarrow Q_p = Q_d$

avec  $X_3 < X_1 < X_2$

## A-5 OPTIMISATION PARAMÉTRIQUE

### A-5.1 Méthode d'intégration

Afin de résoudre le système d'équations différentielles ordinaires formé des modèles du bassin d'égalisation (BE), du bassin d'aération (BA) et du décanteur secondaire (DS), nous avons employé la méthode d'Adams dans les cas où le système n'était pas "STIFF"\* ou la méthode de GEAR lorsque le système était "STIFF". La sous-routine DIFSUB employée permet l'une ou l'autre des options en ne changeant qu'un ou deux paramètres d'entrée. Dans son état actuel, le programme utilise la méthode d'Adams.

### A-5.2 Analyse de sensibilité

Le modèle global (BE + BA + DS) décrit dans ce rapport et utilisé dans nos travaux, emploie un ensemble de paramètres et coefficients tirés de la littérature et présentés en annexe. Cependant, bien que des études (Dold et al., 1980; Tanthapanichakoon et Himmelblau, 1981) ont démontré la généralisation de modèles similaires, il convient toutefois de calibrer certains paramètres plus sensibles que d'autres aux particularités hydrauliques et opérations d'une usine. Ainsi, Dold et al. (1980) notent que des

\* Un système est "STIFF" lorsque la vitesse de convergence des équations différentielles des modules modélisés est lente due à des constantes de temps très différentes.

ajustements du rapport P (DCO/MVS) et du coefficient maximal d'utilisation du substrat soluble par la biomasse, KMS, sont nécessaires si on opère le procédé avec un affluent à charge cyclique.

D'Amours (1987), Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) et Busby et Andrews (1975) ont identifié un ensemble de paramètres sensibles ou susceptibles de varier temporellement. Ces paramètres sont présentés au tableau (4) avec leur valeur maximale et minimale admissible de même que l'erreur relative tolérée par la sous-routine BOTM2 d'optimisation.

### A-5.3 Méthode numérique d'optimisation

La sous-routine BOTM2 est utilisée afin de trouver la valeur optimale du paramètre à déterminer. Le critère de comparaison (la fonction objective) employé est tout simplement la différence au carré de l'erreur absolue d'une variable mesurée et corrélée au paramètre.

$$F_{OBJ} = (V_{CAL} - V_{EXP})^2$$

Lorsqu'un paramètre est jugé influent sur plus d'une variable mesurée, alors on fait le produit des fonctions objectives de chacune.

$$F_{OBJ} = (V_{CAL_1} - V_{EXP_1})^2 * (V_{CAL_2} - V_{EXP_2})^2$$

La description des fonctions objectives de même que des normes acceptables pour un paramètre se trouvent dans le sous-programme SDYN.

La méthode numérique utilisée pour procéder à l'optimisation est l'algorithme de Powell (Kuester et Mize, 1973) où les dérivés de la fonction objective par rapport aux paramètres ne sont pas nécessaires. Ces dérivés, impossibles à calculer dans notre cas et leur estimation numérique représentent un grand nombre de calculs entraînant des erreurs de troncature innacceptables. La valeur de départ (ou estimé) du paramètre est la valeur mise à jour de ce paramètre. De plus, afin d'éviter d'avoir des paramètres prenant des valeurs

Paramètre	Valeur	Min	Max	ERR
$Y_1$	0,45	0,44	0,85	0,10
$K_{mp}$	0,125	0,063	0,25	0,03
b	0,026	0,005	0,06	0,005
$K_{LA}$	0,02	0,01	0,05	0,01

Tableau 4. Valeurs utilisées par BOTM2 pour l'optiisation paramétrique.

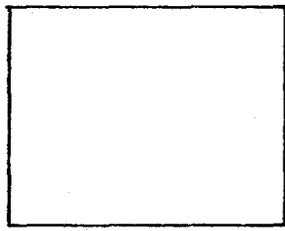
sans signification scientifique, on ajoute une "pénalité" au calcul de la fonction objective lorsque par exemple, le paramètre prend une valeur inférieure à la borne tel qu'établit au tableau (4) présenté précédemment.

Ceci complète les développements fait jusqu'à maintenant dans nos travaux. Le prochain chapitre présentera la partie informatique principalement grâce à une série d'organigrammes.

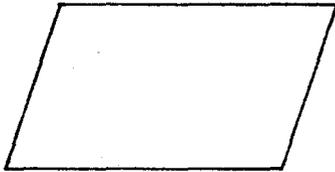
### CHAP. 3 - STRUCTURE DU PROGRAMME ET DES FICHIERS DE DONNÉES

Le développement informatique du modèle global décrit précédemment s'est fait sur micro-ordinateur IBM en MS-FORTRAN (Microsoft V.3.2 et +). Les programmes sources (\*.FOR) sont compilés (\*.OBJ) et liés (\*.EXE) les uns aux autres pour former quatre grands modules de grosseur variant entre 100 et 200 k et inter-dépendant les uns des autres en ce sens que chacun crée des fichiers (PART.DAT) utilisables pour les autres. Le chainage de ces modules est décrit à la figure (3).

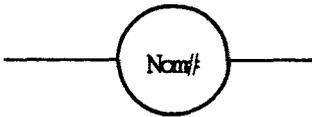
L'ensemble du modèle compte quelques 25 sous-programmes, 4 programmes principaux, une vingtaine de fichiers de données totalisant plus de 4 000 lignes de programmation. Les figures (4) à (9) donnent le détail de ces programmes.



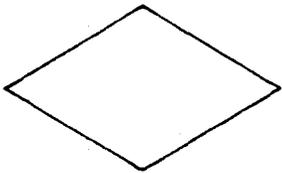
⇒ EXECUTER CALCUL  
⇒ INITIALISER VECTEUR/MATRICE



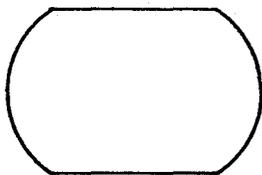
⇒ ENTREE/SORTIE



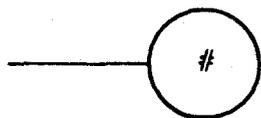
⇒ APPEL LA SOUS-ROUTINE "NOM"



⇒ QUESTIONS I/O  
⇒ PRISE DE DECISION



⇒ DEBUT/FIN



⇒ ORGANIGRAMME NON-COMLETE ET SE  
POURSUIVANT VIS-A-VIS

Figure (13): Légende des symboles utilisés dans les organigrammes.

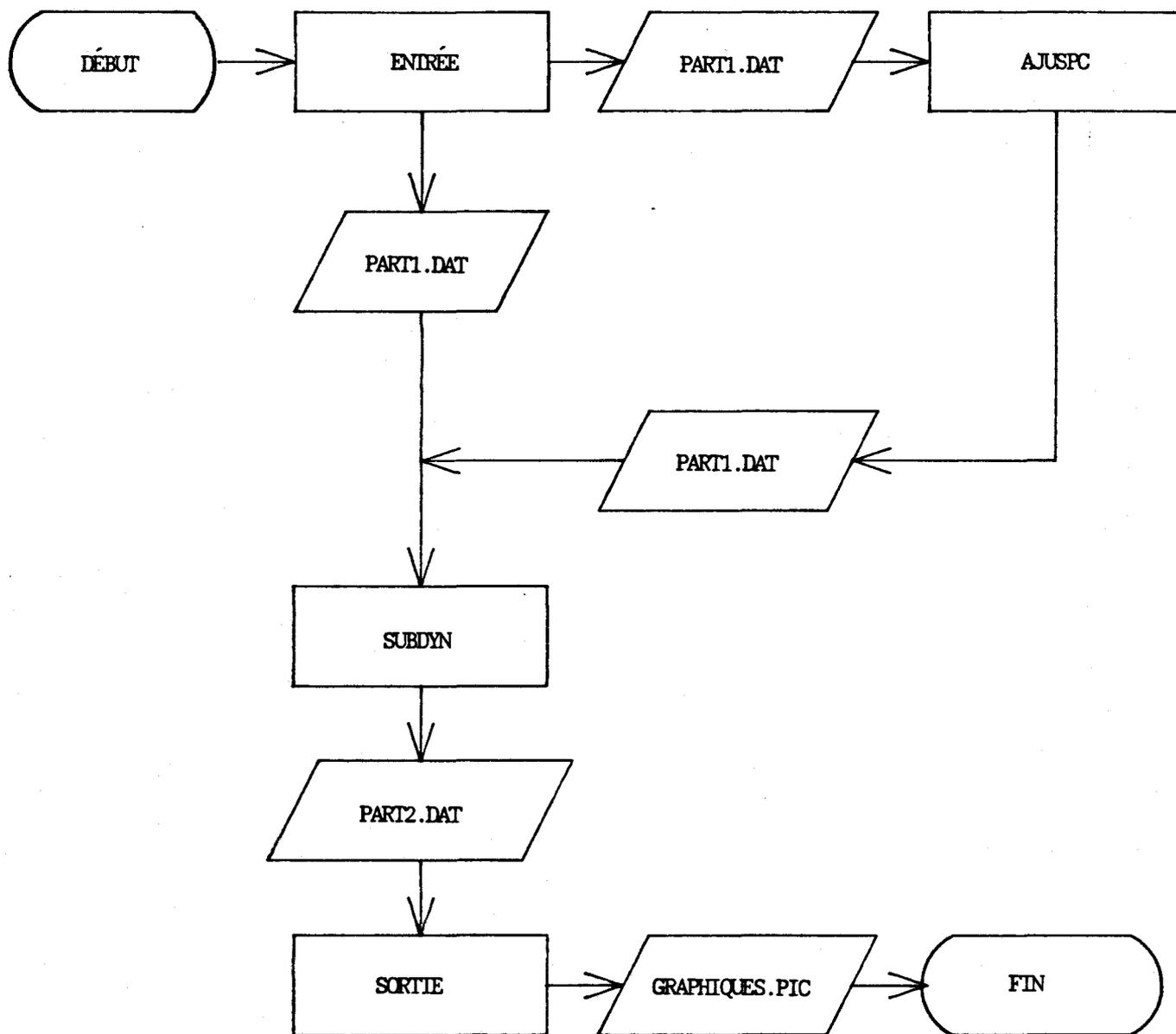
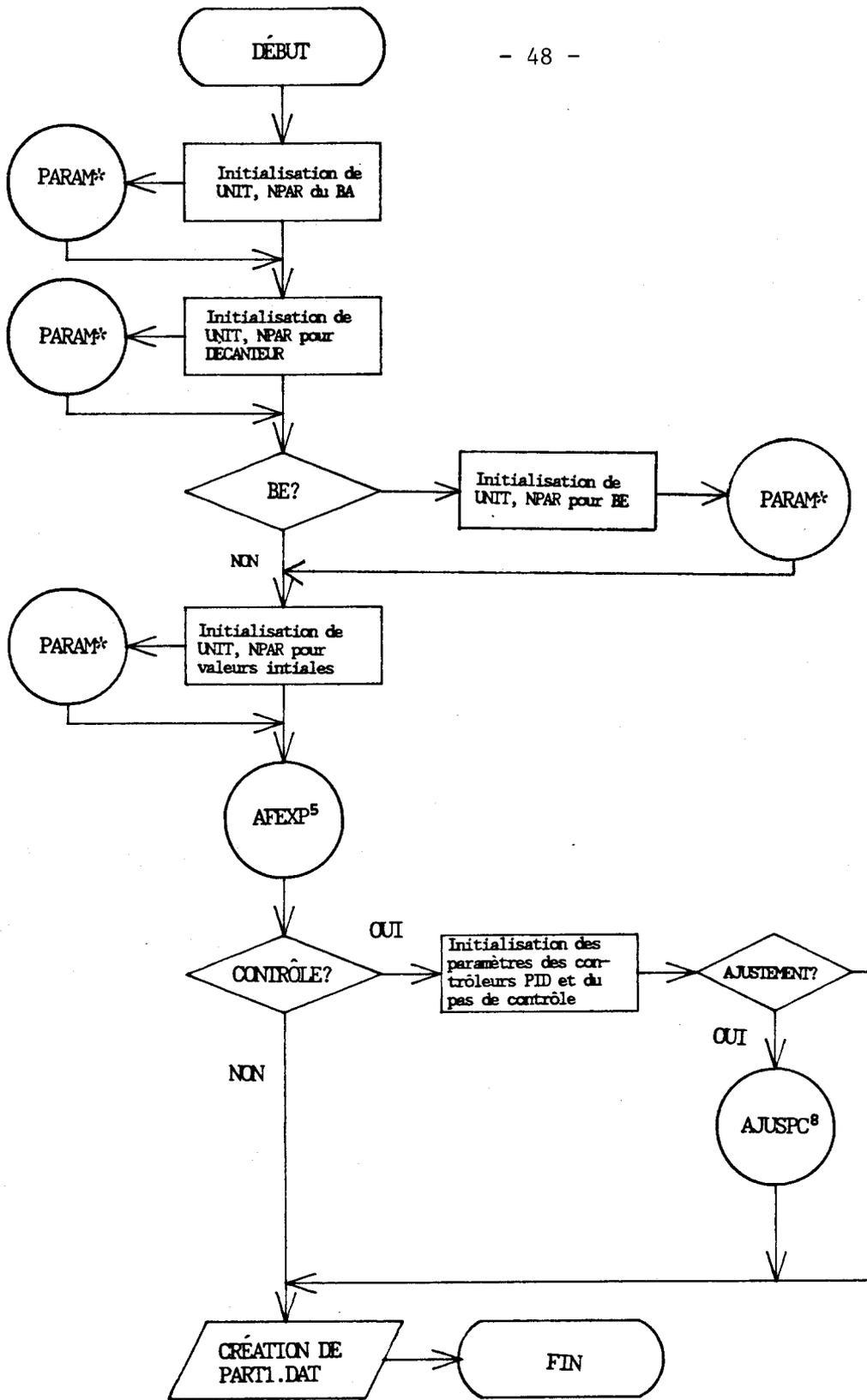
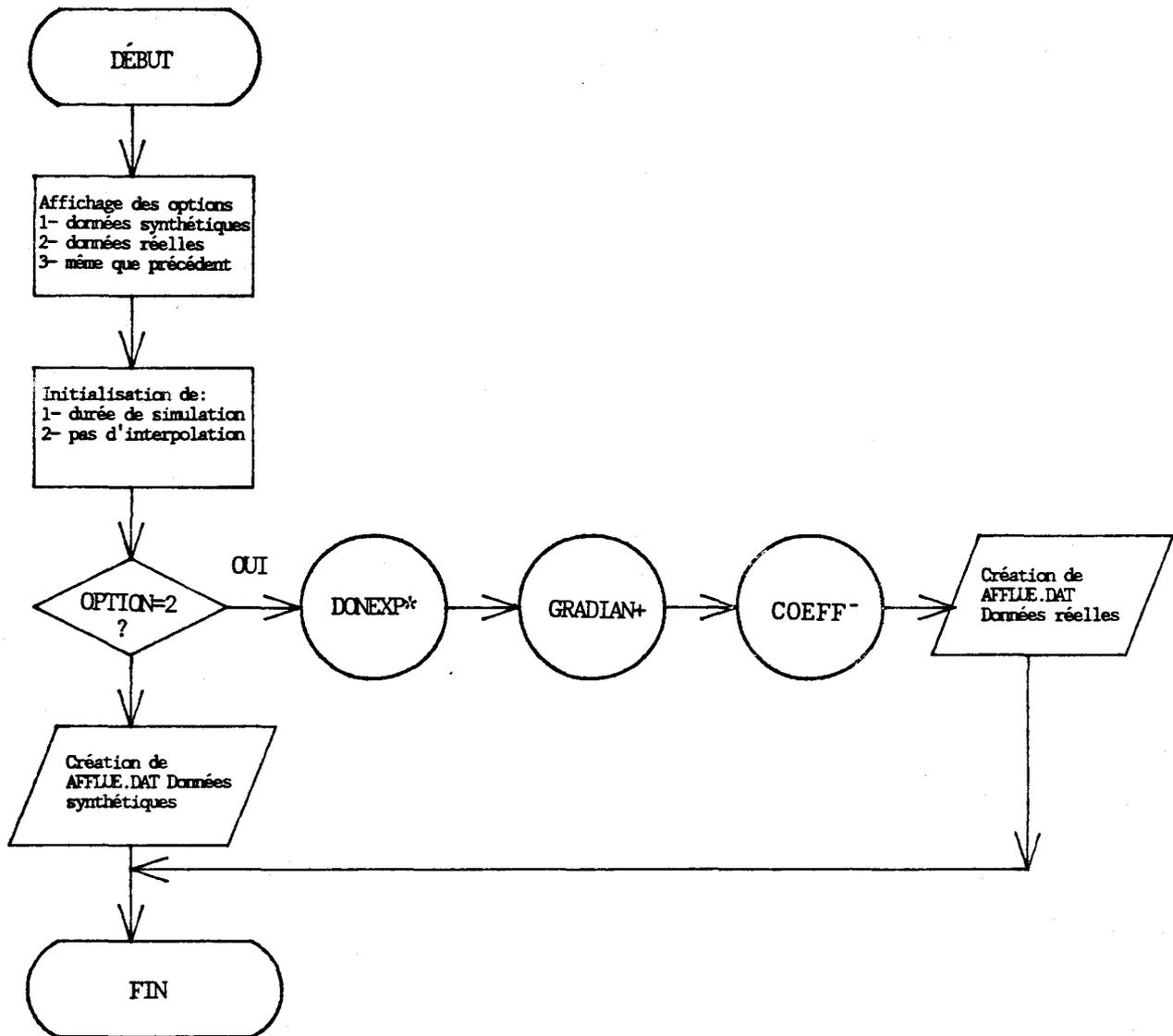


Figure (14): Représentation générale du modèle.



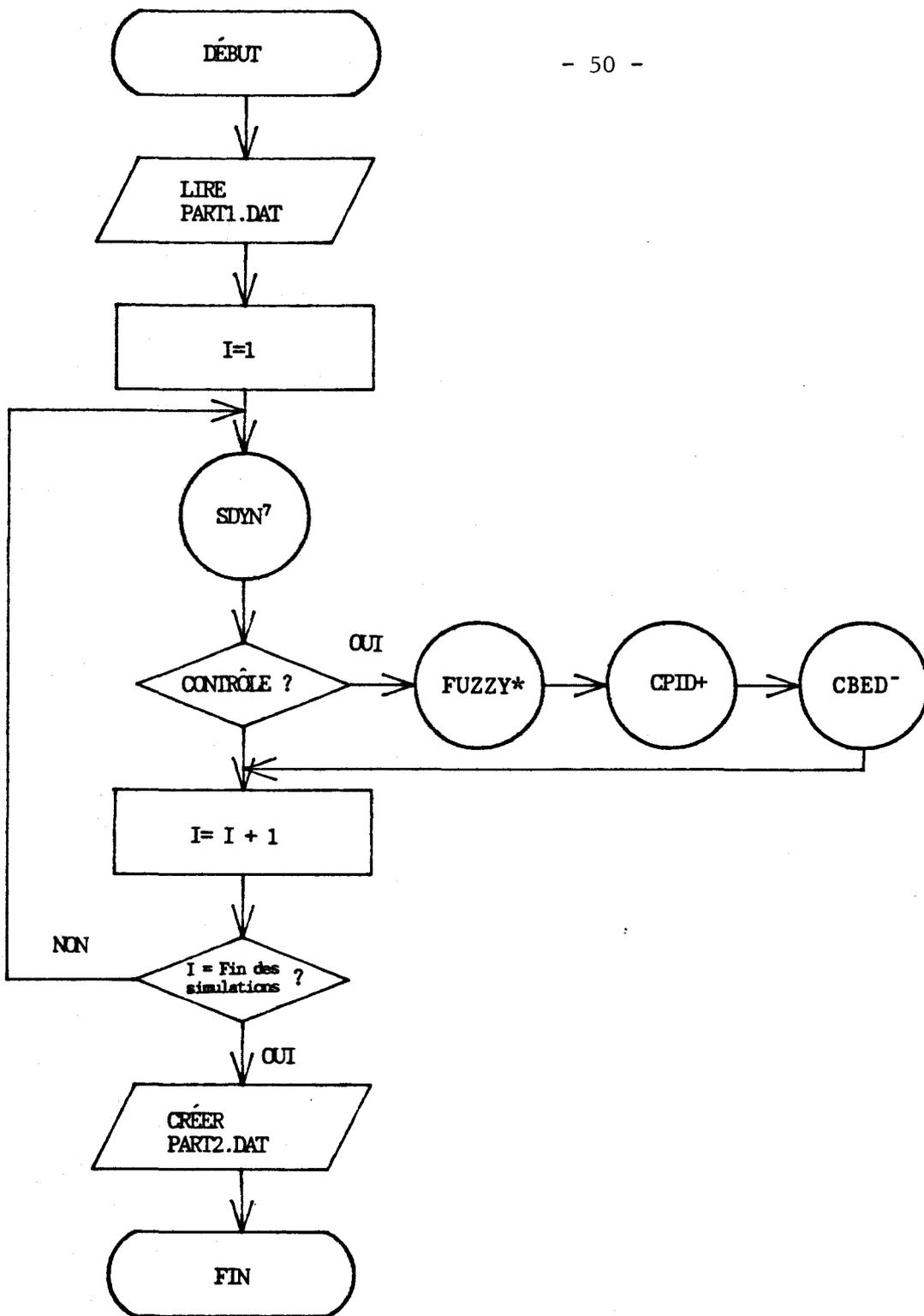
\* Programme qui permet la correction des paramètres affichés

Figure (15): Détail du bloc ENTREE qui sert à l'initialisation générale du modèle.



- \* programme où on entre les données expérimentales ligne par ligne
- + programme qui trouve le gradient des séries de données
- programme qui trouve les coefficients de la cubique pour le hissage des données.

Figure (16): Détail du sous-programme AFEXP qui sert à bâtir les fichiers de données d'affluent synthétiques ou expérimentales.



- \* programme regroupant et résolvant les 16 règles du SE
- + programme résolvant l'algorithme mathématique pour les 2 contrôleurs PID
- programme déterminant la valeur du débit pompé du BE

Figure (17): Détail du bloc SUBDYN qui sert à diriger les simulations et à

appeler le sous-programme de contrôle.

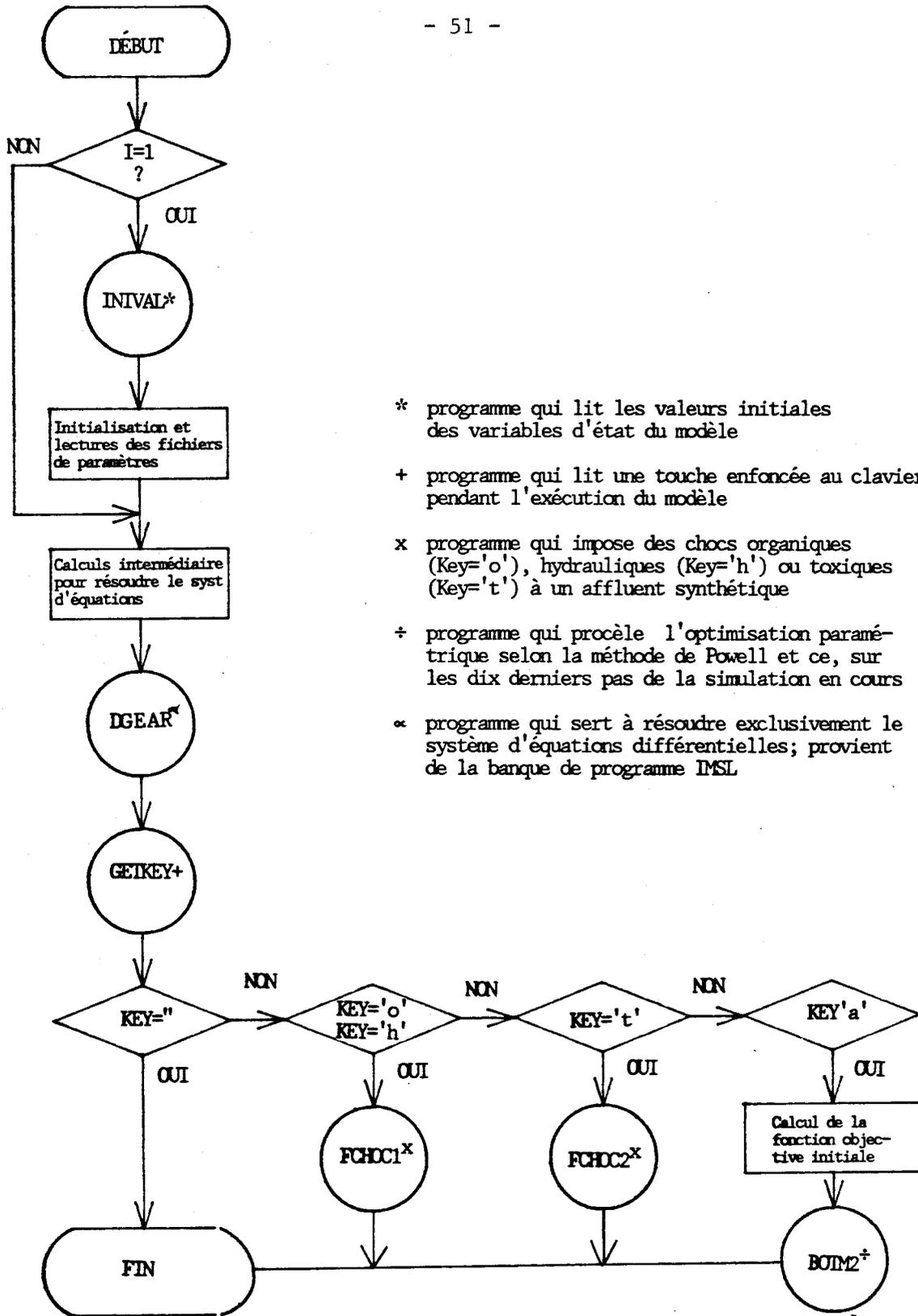


Figure (18): Détail de SDYN d'usage général.

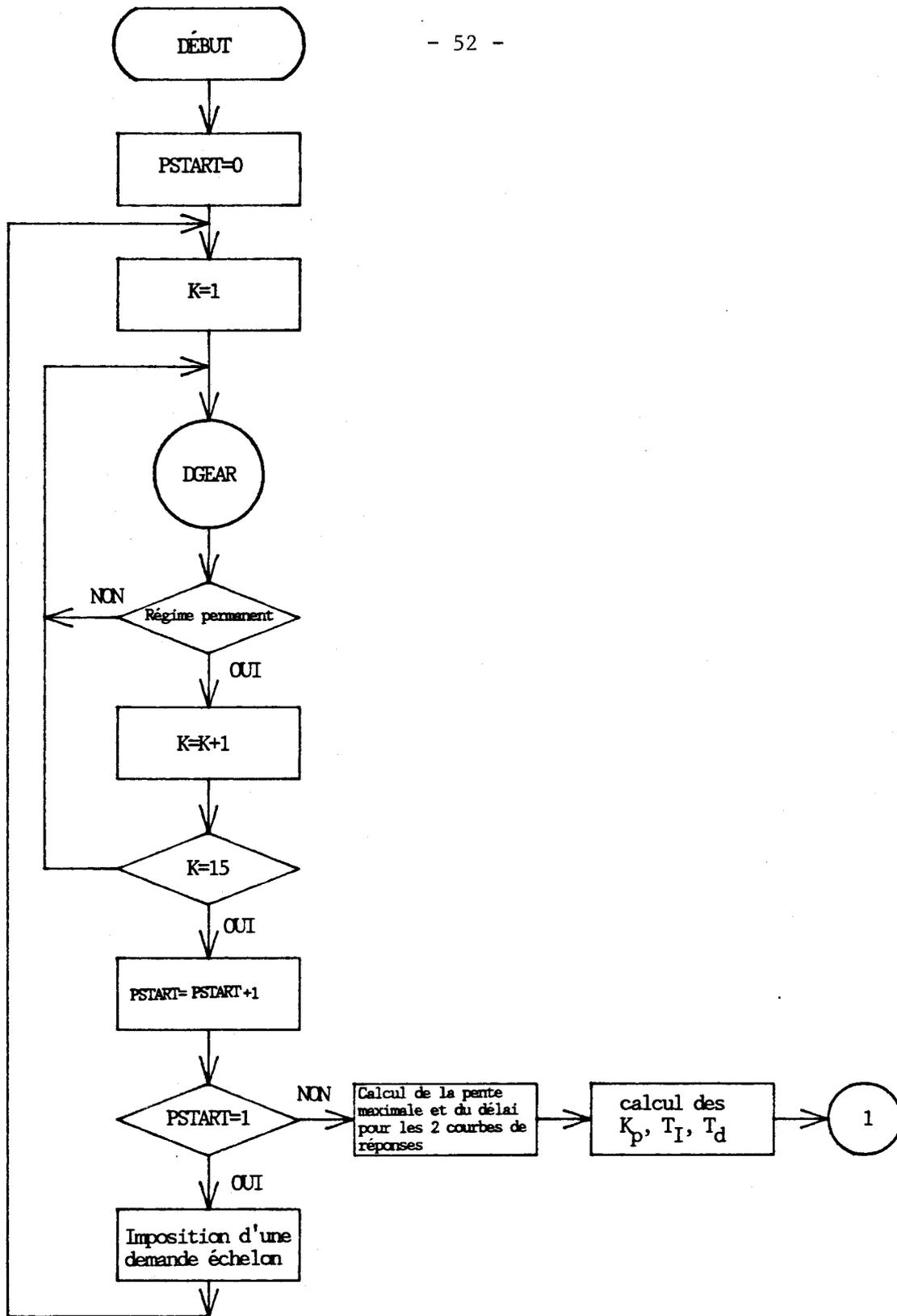


Figure (19): Détail du bloc AJUSPC qui sert à ajuster les paramètres d'un contrôleur PID selon la méthode de Ziegler et Nichols.

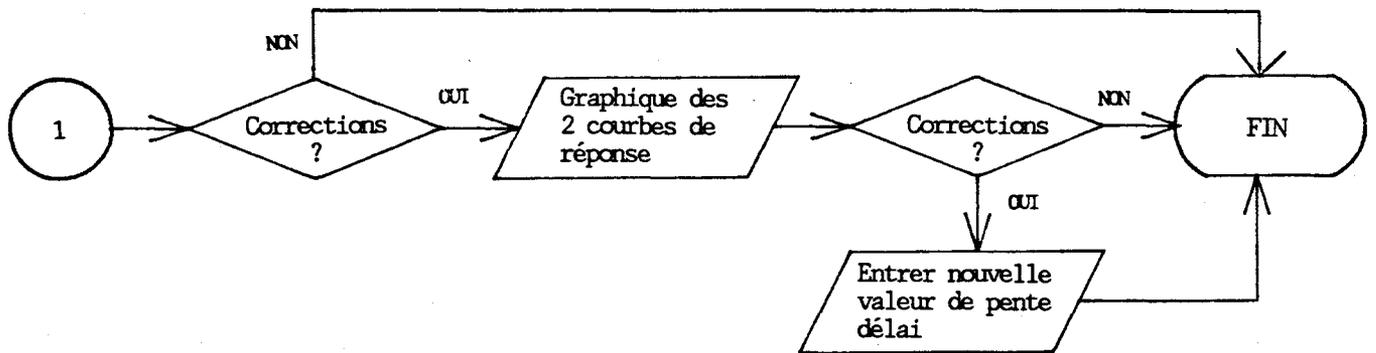


Figure (19): (suite)

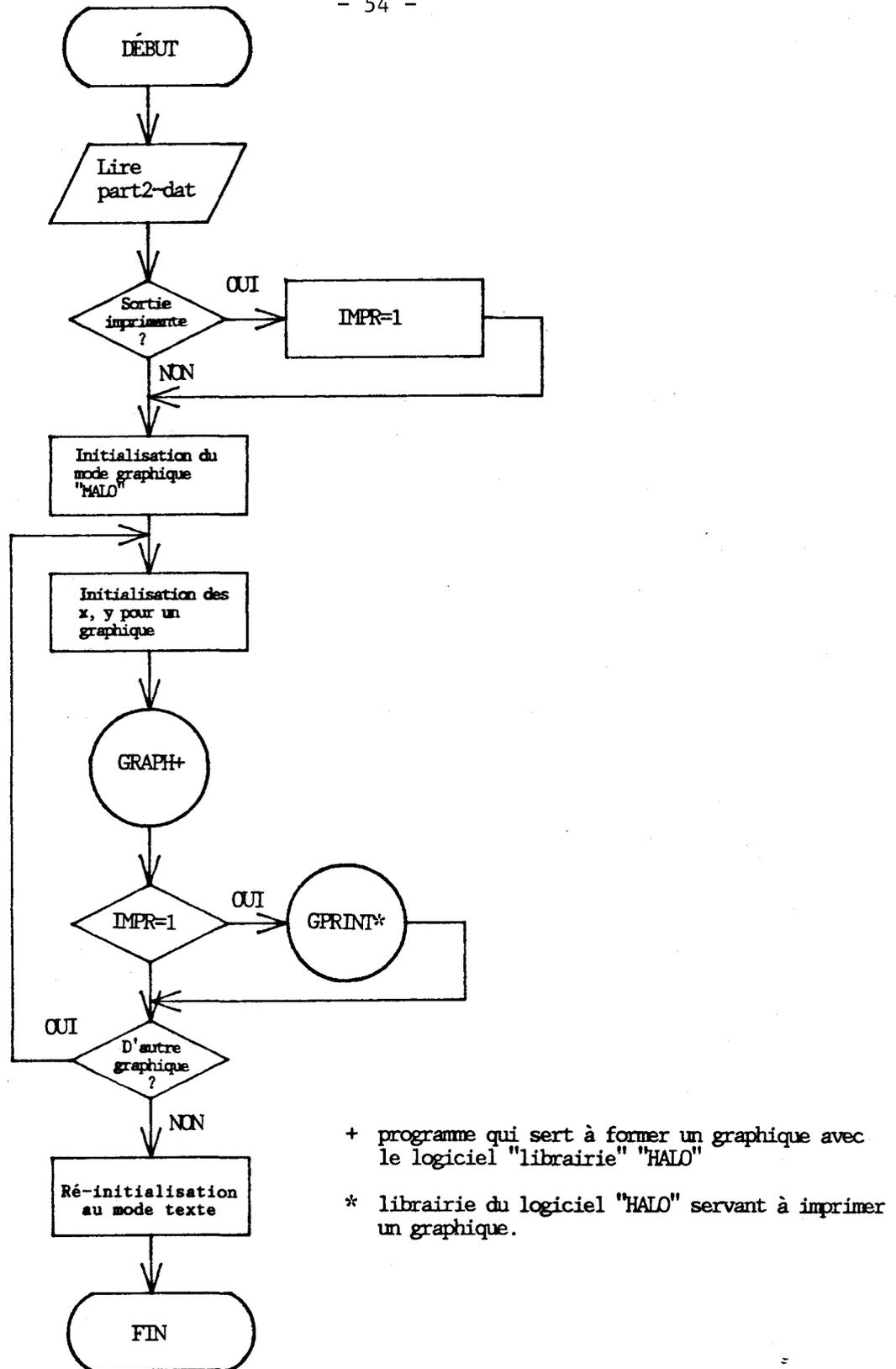


Figure (20): Détail du bloc SORTIE qui sert à l'impression et à la

visualisation des variables d'état pour la durée de la simulation.

#### CHAP. 4 - UTILISATION DU MODÈLE SUR MICRO-ORDINATEUR ET EXEMPLES DE SIMULATIONS

Ce chapitre sera consacré à l'utilisation du modèle en vue de simuler le comportement d'une usine choisie en occurrence celle du CHUS.

Les données expérimentales portant sur l'affluent étudié sont extraites de Denoyer (1978) et présentées à l'annexe 1. Ces données alimenteront le modèle et les résultats des simulations seront comparés aux résultats expérimentaux listés à l'annexe 2.

Cinq simulations sur vingt heures de mesure sont effectuées à partir des données du 8 décembre 1977. Chacune de ces simulations vise à vérifier une ou l'autre composante du modèle soit:

- 1) 1 simulation sans contrôle, sans toxiques dans l'affluent.
- 2) 1 simulation sans contrôle, avec 2 mg/l de Cr ajouté dans l'affluent pendant 6 heures et imposé à partir de la 5<sup>e</sup> heure.
- 3) 1 simulation sans contrôle, et pendant un épisode de pluie qui dure 6 heures et imposé à partir de la 5<sup>e</sup> heure.
- 4) 1 simulation avec contrôle, sans bassin d'égalisation. (Les contrôleurs PID sont ajustés manuellement, voir tableau A-5, Annexe 3).
- 5) 1 simulation avec contrôle, avec bassin d'égalisation. (Les contrôleurs PID sont ajustés manuellement).

Les résultats des profils d'oxygène dissous et de biomasse totale sont présentés aux figures A-1 à A-7 (Annexe 4). Étant donné l'absence de données réelles sur le décanteur secondaire, nous sommes dans l'impossibilité de vérifier le comportement de notre modèle de décantation secondaire.

Voyons à présent les étapes à suivre pour mettre en route le modèle.

## A.1 Mise en route

D'abord il faudra s'assurer que le répertoire de programmes contient les blocs principaux:

- ENTREE.EXE
- SUBDYN.EXE
- AJUSPC.EXE
- SORTIE.EXE

Dans le même répertoire on doit retrouver:

### 1) Les fichiers avec extension .DAT qui contiennent:

a) les paramètres des unités de traitement modélisées telles le décanteur secondaire, le bassin d'aération ou le bassin d'égalisation.

- DECANT.DAT
- EKEMA.DAT
- BASSIN.DAT

b) les valeurs initiales des variables d'état et les dimensions du procédé telles le taux de recyclage, le débit d'air, les volumes, etc.

- CHARGE.DAT
- INIT.DAT

c) les valeurs des résultats expérimentaux que l'on pourra tirer du modèle s'il y a lieu (dans notre cas celles du CHUS).

- EXP.DAT

### 2) Les fichiers avec extension .LIR qui contiennent les fonctions d'appartenance tirées de Beck et al. (1978) et utilisées par le contrôleur à règles heuristiques.

- DBTE.LIR
- MESE.LIR
- MVS.LIR
- Q<sub>4</sub>.LIR
- SODPC.LIR
- Q<sub>3</sub>.LIR
- DELODPC.LIR
- DELPCTR.LIR
- DELQ<sub>3</sub>.LIR

Finalement, on doit veiller à ce que le fichier ANSI.SVS soit dans la configuration (CONFIG.SYS) du micro-ordinateur car le graphisme du modèle y fait appel (en temps normal il s'y trouve).

\*\*\* ÉTAPE 1

1.0 • Ouvrir le micro-ordinateur!

1.1 • Aller dans le répertoire que vous aurez choisi pour contenir les éléments du modèle.

Exemple: Cd\MODELE

Réponse: C:\MODELE>

\*\*\* ÉTAPE 2

2.0 • Tapez "ENTREE"

En tapant "ENTREE" vous venez d'activer le bloc ENTREE et son exécution devrait permettre l'initialisation générale du modèle. Deux fichiers importants pour le déroulement subséquent de la simulation sont créés:

1) AFFLUE.DAT; ce fichier contient l'ensemble des données recueillies sur la caractérisation de l'affluent réel ou de l'affluent synthétique.

2) PART1.DAT; ce fichier contient une liste de valeurs indiquant les conditions dans lesquelles se déroulera la simulation par exemple:

- présence ou non d'un bassin d'égalisation
- longueur de la simulation (heure)
- présence d'une stratégie de contrôle ou non

L'ordinateur affichera un écran divisé en deux, horizontalement. La partie du haut présentera les paramètres du modèle de bassin d'aération tels qu'ils sont présentés en annexe 3. La partie du bas affichera:

> CES PARAMÈTRES SONT-ILS OK (O/N)?

2.1 • Répondez "O" ou "o" si la valeur des paramètres par défaut vous satisfait.

Répondez "N" ou "n" si un ou plusieurs paramètres doivent être changés.

Si vous avez répondu "oui" alors l'écran s'effacera et une nouvelle série de paramètres (ceux du décanteur) apparaîtra; recommencez l'étape 2.1 ci-dessus.

Si vous avez répondu "non" alors apparaîtra:

> NBR DES PARAMÈTRES À CHANGER:

2.2 • Répondez par un chiffre (0-30) pour indiquer le nombre de paramètres qui ne vous satisfont pas.

> DONNER LE # ET FAIRE RETURN:

2.3 • Donner le numéro correspondant au paramètre à changer.

> VALEUR ACTUELLE DE (-) (-)

> LA VALEUR PRÉFÉRÉE EST :

- 2.4 • Donner la nouvelle valeur pour le paramètre choisi.

Répéter les étapes 2.2, 2.3 et 2.4 jusqu'à ce que tous vos paramètres aient été changés.

Lorsque tous les paramètres auront été changés, alors un nouvel écran de paramètre apparaîtra; recommencez l'étape 2.1

Lorsque les valeurs des paramètres du bassin d'aération et du décanteur auront été vus alors l'ordinateur affichera:

> DÉSIREZ-VOUS UTILISER UN BE? (O/N)

- 2.5 • Si vous désirez faire vos simulations avec un bassin d'égalisation alors répondez "o" sinon répondez "n".

Si vous avez répondu "n" passer à l'étape 2.6.

Si vous avez répondu "o", l'écran s'effacera et les paramètres du BE apparaîtront; recommencez l'étape 2.1.

- 2.6 • Recommencez l'étape 2.1 avec les valeurs initiales à donner au modèle.

Une fois tous les paramètres vus et corrigés s'il y a lieu, on passe à l'étape de constitution du fichier des données réelles ou synthétiques de l'affluent.

> UNITÉS DE CONCENTRATION (DCO/DBO)?

- 2.7 • Répondez DCO si vos mesures de concentration de substrat sont en DCO ou DBO si il s'agit de DBO<sub>5</sub>.

Pour les prochaines questions utiliser l'arbre fourni à l'annexe 2 si vous ignorez les réponses si non répondez aux questions en (%).

> POURCENTAGE DE SUBSTRAT DISSOUS:

2.8 • Répondez par exemple 28

> POURCENTAGE DE SUBSTRAT PARTICULAIRE BIODEGRADABLE:

2.9 • Répondez par exemple 92

> POURCENTAGE DU SUBSTRAT DISSOUS BIODEGRADABLE:

2.10 • Répondez par exemple 84

Par la suite, apparaîtra un menu permettant de déterminer quel type d'affluent (synthétique ou réel) servira à la simulation.

>1: DONNÉES SYNTHÉTIQUES

>2: DONNÉES RÉELLES

>3: MÊME QUE PRÉCÉDANT

> VOTRE CHOIX (1-3)?

2.11 Si vous répondez "1" alors l'ordinateur créera lui-même le fichier AFFLUE.DAT comprenant des valeurs de débit, de concentration totale en substrat et d'oxygène dissous; passer à l'étape 2.12.

Si vous répondez "2" alors vous passez à l'étape 2.12 déterminant les valeurs réelles à traiter.

Si vous répondez "3" alors vous devez vous assurer que le fichier AFFLUE.DAT existe préalablement car vous sautez l'étape de préparation de ce fichier et vous passez directement à l'étape 2.15.

2.12 L'ordinateur crée à cette étape le fichier "AFFLUE.DAT" qui contiendra les valeurs de débits, substrat total et solides en suspension contenues dans l'affluent.

> PÉRIODE DE SIMULATION (H):

Répondez alors par le nombre d'heures de données dont vous disposez.

> PAS D'INTERPOLATION MATHÉMATIQUE (H):

Répondez par l'incrément de temps avec lequel la simulation se fera.

Exemple: 0.1 heure est ce que nous utilisons 90% du temps.

À ce stage, si vous avez répondu "1" à l'étape 2.11 passez à l'étape 2.13, si vous aviez "2", passez à l'étape 2.14.

2.13 À cette étape, l'ordinateur crée lui-même le fichier de données synthétiques.

> SUBSTRAT DE BASE (DCO)?

Répondez par la concentration en substrat moyenne enregistrée sur la période de mesure considérée.

> DÉBIT DE BASE (m<sup>3</sup>/h)?

Répondez par la valeur de débit de l'affluent moyen enregistré sur la période de mesures considérée.

> SSV DE BASE (mg/l)?

Répondez par la valeur des solides en suspension dans l'affluent moyen enregistrée sur la période de mesure considérée.

L'ordinateur crée alors le fichier "AFFLUE.DAT" et affiche:

> FICHER COMPLÉTÉ ... FAIRE RETURN

Passez alors à l'étape 2.15.

2.14 À cette étape, l'ordinateur vous aide à créer votre propre fichier de données de l'affluent "AFFLUE.DAT" à partir de mesures expérimentales présent à des **INTERVALLES CONSTANTS**

> FRÉQUENCE DES MESURES EXPÉRIMENTALES (h)?

Vous répondez par l'intervalle de prise de mesures.

À ce moment, l'ordinateur affiche une ligne-titre indiquant l'ordre et les unités des mesures à lui fournir. Faire "RETURN" après avoir entré chaque mesure.

>	Q <sub>0</sub>	ST <sub>0</sub>	SSV
	(m <sup>3</sup> /h)	(mg/l)	(mg/l)

Exemple: Répondez 50 [RT] 300 [RT] 55 [RT] OK(?)

Répondez "0" si vous n'avez pas de correction sur la ligne entrée sinon répondez "n". Si vous avez répondu "n" alors vous devrez entrer de nouveau la ligne de données avec les valeurs corrigées.

Lorsque le fichier est complété, l'ordinateur fait les interpolations mathématiques de manière à satisfaire les pas d'interpolation choisis en 2.12.

L'ordinateur crée le fichier "AFFLUE.DAT" et affiche:

> FICHER COMPLÉTÉ ... FAIRE RETURN

2.15 Cette étape sert à l'enregistrement des informations qui concernent le contrôle du procédé.

> DÉSIREZ-VOUS CONTRÔLER LE PROCÉDÉ (O/N)?

Répondez "0" si vous désirez contrôler le procédé à l'aide de notre stratégie de contrôle, sinon répondez "n" et passer à l'étape 2.16.

L'ordinateur affiche alors les paramètres par défaut relatifs au contrôleur du niveau des boues dans le décanteur secondaire et demande:

> NIVEAU DE CONTRÔLE DE HLB (cm)?

Vous répondez par le niveau que vous voulez maintenir dans le décanteur.

Exemple: 100 cm

Par la suite, l'ordinateur affiche les paramètres relatifs aux contrôleurs de concentration en oxygène dissous dans l'aérateur.

> NIVEAU DE CONTRÔLE DE OD (mg/l)?

Vous donnez la valeur du point de consigne sur l'oxygène dissous.

Exemple: 2 mg/l

Finalement, l'ordinateur demandera si vous désirez ajuster les paramètres  $K_p$ ,  $T_I$  et  $T_d$  des contrôleurs par la méthode de Ziegler et Nichols.

> DÉSIREZ-VOUS AJUSTER CES PARAMÈTRES (O/N)?

> INTERVALLE DE CONTRÔLE 1H (OK?)

Si vous répondez "0" alors le contrôleur s'actionnera à toutes les heures de simulation sinon, vous devrez entrer le nouvel intervalle:

> ENTREZ LE NOUVEL INTERVALLE (H):

Répondez par un nombre supérieur à 0 pour indiquer le nouvel intervalle de contrôle.

2.17 À cette étape, l'ordinateur crée le fichier "PART1.DAT" qui contiendra toutes les informations utiles au déroulement subséquent de la simulation (présence d'un BE, valeurs des paramètres de contrôle, longueur de la simulation etc.).

\*\*\* ÉTAPE 3A

3.0 TAPEZ "SUBDYN"

En tapant "SUBDYN" vous venez d'activer le bloc SUBDYN et son exécution permet la simulation de l'usine proprement dit.

Ce bloc lit le fichier "PART1.DAT" créé par le bloc "ENTREE". De plus, il crée lui-même un fichier "PART2.DAT" qui contiendra en outre toutes les valeurs (des variables d'état) simulées qui seront par la suite utilisées par le bloc "SORTIE" pour faire les graphiques.

À l'écran, vous verrez défiler le nombre de simulations effectuées de même que le nombre total de simulations à faire:

> ITERATIONS TOTALES : --

> ITERATIONS EN COURS : --

Le programme permet l'imposition de chocs organiques, hydrauliques ou toxiques de même que l'optimisation paramétrique lorsque l'opérateur le désire. Aussi, si vous désirez:

1) imposer un choc toxique, appuyer sur "t" ou "T" en cours de simulation et passez à l'étape 3.1.

2) imposer un choc organique, appuyer sur "o" ou "O" en cours de simulation et passez à l'étape 3.2.

3) imposer un choc hydraulique, appuyer sur "h" ou "H" en cours de simulation et passez à l'étape 3.3.

4) imposer un ajustement paramétrique, appuyer sur "a" ou "A" en cours de simulation et passer à l'étape 3.4.

Si vous décidez de ne pas imposer de chocs (ou de ne plus en imposer), alors passez à l'étape 3.5.

- 3.1 Vous avez décidé d'imposer un choc toxique, l'ordinateur vous posera des questions afin de pouvoir déterminer le type d'inhibiteur, l'intensité du choc et sa durée parmi un ensemble de possibilités affichées. Après avoir répondu, les simulations reprennent.
- 3.2 Vous avez décidé d'imposer un choc organique, répondez aux questions afin d'en déterminer l'intensité et la durée. Après avoir répondu, les simulations reprennent.
- 3.3 Vous avez décidé d'imposer un choc hydraulique, répondez aux questions afin d'en déterminer l'intensité et la durée. Après avoir répondu, les simulations reprennent.
- 3.4 Vous avez décidé d'ajuster les paramètres du modèle. L'ordinateur calcule les fonctions objectives et procède à l'optimisation avec la méthode de Powell. Après l'ajustement, les simulations reprennent.
- 3.5 À cette étape, les simulations sont terminées et l'ordinateur crée le fichier "PART2.DAT" qui contiendra toutes les valeurs des variables d'état à mettre sous forme graphique.

\*\*\* ÉTAPE 3B

3.0 Tapez "AJUSPC"

Cette étape doit précéder l'étape 3A si vous avez décidé d'ajuster les paramètres KP, TI et Td des contrôleurs digitaux.

Après avoir actionné le bloc "AJUSPC" l'ordinateur utilise la méthode de Ziegler et Nichols pour ajuster les paramètres. Une fois trouvés, les paramètres sont affichés à l'écran et:

> VOULEZ-VOUS VOIR L'AJUSTEMENT (O/N)?

Si vous répondez "n" alors passer à l'étape 3.2. Si vous répondez "o" alors passez à l'étape suivante.

3.1 À cette étape, les graphiques montrant la courbe de réponse sont affichés. Après l'apparition du premier graphique, faire <RT> et la valeur de la pente et de l'ordonnée à l'origine apparaîtra au bas de la courbe. Puis:

> ACCEPTEZ-VOUS CES VALEURS (O/N)?

Si vous acceptez les valeurs affichées, répondez "O" et passez à l'étape 3.2. Sinon:

> VALEUR DE PENTE (Dw.d)

> VALEUR D'ABSCISSE (Dw.d)

Donnez les valeurs que vous suggérez en format Dw.d et passez à l'étape 3.2

Exemple: 10.0

3.2 À cette étape, l'ordinateur crée le fichier "PART1.DAT" modifié par suite de l'ajustement des paramètres KP, TI et Td des deux contrôleurs.

#### \*\*\* ÉTAPE 4

4.0 Tapez "SORTIE"

En tapant "SORTIE", vous venez d'activer le bloc qui permet la mise sous graphique des résultats obtenus par simulation. Le bloc lit un fichier "PART2.DAT" qui contient l'ensemble des variables d'état

simulées. Le programme crée également une série de fichiers avec extension .PIC qui contiennent l'image écran des graphiques obtenus avec "HALO" (un logiciel graphique).

- > CHOISIR LE MODE GRAPHIQUE CONVENABLE:
- > 0: AFFICHER LE GRAPH SANS SAUVEGARDE
- > 1: AFFICHER LE GRAPH AVEC SAUVEGARDE
- > 2: SUPERPOSER SUR UN GRAPH EXISTANT
- > ENTREZ LE MODE GRAPHIQUE (0, 1 ou 2):

4.1 À cette étape, vous devez choisir le mode graphique qui convient le mieux. Vous pouvez sauvegarder tous les graphiques que vous allez visionner (répondre 1) ou ne pas les sauvegarder (répondre 0). Si vous avez décidé de les sauvegarder, vous pourrez alors les ré-utiliser ultérieurement, à votre guise, pour superposer deux ou plusieurs simulations (répondre 3). Si vous répondez (2), passez à l'étape 4.2 sinon passez à l'étape 4.3.

4.2 > NOMBRE DE COURBES EXISTANTES (<3):

À cette étape, vous avez décidé de superposer vos graphiques à d'autres graphiques obtenus précédemment. Donnez le nombre de graphiques apparaissant déjà avant que vous superposiez ceux-ci (maximum de 3).

4.3 > DÉSIREZ-VOUS UNE SORTIE IMPRIMANTE:

Répondez "o" pour oui ou "n" pour non. Si vous avez répondu "o", assurez-vous que l'imprimante est bien branchée et en fonction (on-line).

4.4 > ENTRER LE TYPE DE CARTE GRAPHIQUE:

- > 0: CARTE COULEUR GRAPHIQUE (CGA)
- > 1: CARTE HAUTE RÉOLUTION (EGA)
- > VOTRE CHOIX EST:

Cette étape sert à la spécification de la carte graphique de votre ordinateur. Ordinairement, si vous avez un écran EGA vous devez avoir une carte EGA. Si vous n'êtes pas sûr, informez-vous.

EXEMPLE POUR IBM-AT: 1 (carte EGA)

4.5 À cette étape, l'ordinateur affiche à tour de rôle chacun des graphiques. Entre chaque affichage, entrez <RETURN>.

Ceci complète le chapitre de mise en route du modèle. Les figures (21) et (22) montrent quelques exemples de graphiques obtenus avec 2 simulations.

## RECOMMANDATIONS ET CONCLUSION

Les recommandations que nous ferons toucherons deux aspects du projet actuel. Le premier aspect concerne les améliorations conceptuelles à apporter au modèle et le second aspect touche les développements subséquents qui devraient être entrepris suite au présent projet.

### 1. AMÉLIORATIONS SUR LE PLAN CONCEPTUEL

À ce stade du rapport, le lecteur devrait connaître suffisamment le modèle et les concepts qui y sont présentés pour associer les présentes recommandations aux parties pertinentes du modèle.

Lors d'essais préliminaires menés avec la version du modèle présentée dans D'Amours (1987), les résultats démontraient alors que la technique d'ajustement des paramètres P-I-D des contrôleurs digitaux était satisfaisante. Par contre, un nouvel ajustement était nécessaire lorsque le procédé faisait face à un affluent aux caractéristiques de charges différentes. Les essais effectués lors du présent projet avec les données du CHUS nous incitent à la prudence quant à l'utilisation des résultats. Néanmoins, la méthode peut être utilisée pour donner une approximation des essais et erreurs. Les valeurs proposées dans ce projet sont déterminées de cette façon. Aussi,

R1: une amélioration de la méthode d'ajustement des contrôleurs digitaux (tuning) est recommandable. Les avenues proposées sont soit l'emploi de contrôleur auto-réglés (Marsili-Libelli et al., 1985) qui nécessite un niveau d'expertise mathématique élevé ou l'emploi de la méthode du gain optimum proposé dans Murrill (1981).

Nombre d'études (Strom et Jenkins, 1984; Lau et al., 1984a; Lau et al., 1984b; Hermanowicz, 1987) ont démontré que la sur-croissance de bactéries filamenteuses dans le procédé à boues activées pouvait perturber gravement celui-ci. Parmi ces effets, on note un gonflement du lit de boues (bulking) dans le décanteur secondaire dû à la faible décantabilité des bactéries filamenteuses. À ce jour, peu de modèles dynamiques permettent le suivi des espèces "filamenteuse" et "fluc-forming" dans le bassin d'aération et des

modèles ont été proposés (Beck, 1984; Grady et al., 1986; Hermanowicz, 1987) récemment. Cependant, seul Beck (1984) propose de tenir en compte l'effet de croissance des filamenteuses sur la décantabilité des boues.

R2: Nous pensons que l'emploi d'une étude en série de temps qui relierait des mesures microbiologiques et quantitatives tel l'oxygène dissous dans le bassin d'aération pourrait, si elle était faite en temps réel, contribuer grandement à l'amélioration des qualités prédictives d'un modèle de décantation secondaire.

À ce stade du rapport, il convient de souligner l'importante différence entre l'optimisation paramétrique réalisée sur un horizon de données suffisamment long et la mise à jour paramétrique sur un horizon court (10 pas) tel que nous le faisons. En modélisation continue, il est très important de pouvoir mettre à jour les paramètres du modèle tel que souligné au chapitre 1, aussi, il faut également prévoir que les paramètres à mettre à jour sont, la plupart du temps, non mesurables analytiquement.

R3: Nous pensons encore une fois que l'analyse en série de temps pourrait s'avérer précieuse dans la détermination statistique des valeurs des paramètres préalablement jugés sensibles. Cependant, la méthode nécessite un suivi continu de l'usine étudiée pour prendre en compte toutes les variables inogènes.

Cette dernière recommandation nous amène à parler des projets qui devraient découler de celui-ci.

## 2. LES DÉVELOPPEMENTS FUTURS

Il n'y a pas de doute que la modélisation peut être un outil précieux en contrôle de procédés faisant face à des effets-chocs. Cependant, son application est actuellement limitée par le manque chronique de données expérimentales fiables et pertinentes.

Au Québec, il n'existe, à notre connaissance, pas de telles données sauf celles du CHUS que nous présentons en annexe et qui date déjà d'une dizaine d'années.

Au Canada, le Centre canadien des Eaux intérieures travaille depuis 1985 à l'automatisation de l'usine de Tillsonburg (Ont.). Les données recueillies jusqu'ici sont peu fiables et incomplètes particulièrement en ce qui a trait à la dynamique du décanteur secondaire. Aussi, dans le contexte actuel, nous proposons:

R:4 D'élaborer un plan d'échantillonnage complet sur une usine réelle et pendant une période d'observation suffisamment longue pour permettre l'enregistrement d'effets-chocs organiques, hydrauliques et toxiques. Les variables mesurées analytiquement devraient être:

MSA, MSE, MSLM, OD, HLB, T, pH, DCO<sub>A</sub>, DCO<sub>E</sub>, DCO<sub>BA</sub>, X<sub>4</sub>, X<sub>A</sub>, X<sub>B</sub>

De plus, on devrait pouvoir mesurer par sondes:

#### DÉBITS D'AIR, DÉBITS DE LIQUIDE

Les intervalles de mesures devraient être de l'ordre de la demi-heure dans le décanteur et dans le bassin d'aération en période de fluctuations importantes, alors qu'on pourrait passer à l'heure en période tranquille.

Cette alternative aurait l'avantage de mettre le groupe d'assainissement de l'INRS-Eau à l'avant-garde canadienne du point de vue prise de données et exploitation en vue de modéliser un procédé. De plus, cette expertise pourrait par la suite, servir aux différents consultants qui seront inévitablement chargés d'études similaires pour faire le suivi des opérations. Finalement, l'exploitation de ces données pourrait sans doute générer de nouvelles activités de recherche au Québec en contrôle des opérations et procédés. Ainsi, il se pourrait être un pas de plus dans l'intégration de modélisation au contrôle en temps réel d'une usine. Nous croyons qu'étant donné le manque évident de telles données et considérant le potentiel d'exploitation possible, un projet centré sur la cueillette pourrait être envisageable et susciter l'approbation des instances gouvernementales.

**BIBLIOGRAPHIE**

- Alexander,W.V., Ekama,G.A. and Marais,G.v.R. "The activated sludge process part two. Application of the general kinetic model to the contact stabilization process". Water Research, 14,1737-1747, 1980.
- Beaulieu,D. "Effets des eaux de ruissellement urbain sur un système de traitement des eaux usées". Thèse de maîtrise ès sciences (Eau), INRS-Eau, Université du Québec, 194 pages, 1986.
- Beck,M.B. "Modelling and control studies of the activated sludge process at Norwich Sewage Works". Transactions Institute Measurement Control, 6,117-131, 1984.
- Beck,M.B., Latten,A. and Tong,R.M. "Modelling and operational control of the activated sludge process". Professional paper PP-78-10, International Institute for Applied Systems Analysis. Laxenburg, Austria, 1978.
- Berthouex,P.M., Hunter,W.G. and Fan,R. "Characterization of treatment plant upsets". In:Instrumentation and control of water and wastewater treatment and transport systems (IAWPRC), Proceeding of the 4th IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London,287-296, 1985.
- Busby,J.B. and Andrews,J.F. "Dynamic modelling and control strategies for the activated sludge process". Journal Water Pollution Control Federation, 47,1055-1080, 1975.
- Centre Technique des Eaux Usées (CTEU). "Une évaluation sur micro-processeur du traitement des eaux usées révèle les avantages de l'automatisation". Technique Environnementales - Notes, Environnement Canada, 1988.
- Chapman,D. "The influence of process variables on secondary clarification". Journal of Water Pollution and Control Federation, 55(2), 1219-1232, 1983.

- Cliff, R.C. and Andrews, J.F. "Predicting the dynamics of oxygen utilization in the activated sludge process". Journal of Water Pollution and Control Federation, 53, 1219-1232, 1981.
- Couillard, D. "Traitement primaire des eaux usées". Notes de cours de l'unité Eau-7243. INRS-Eau, Université du Québec, Ste-Foy, Québec, 234 pages, 1987.
- Couillard, D. "Quality of life: the importance of man-environment relations and a tentative conceptual model. Journal of Environmental Systems, 12(2), 163-185, 1983.
- Couillard, D. "The man-habitat system and multi-use projects: description and representation. Journal of Environmental Systems, 11(2), 175-186, 1982.
- Couillard, D., D'Amours, F. and Patry, G. "Étude comparative de trois modèles dynamiques de boues activées". Soumis pour publication dans Revue canadienne de Génie civil, 1988a.
- Couillard, D., D'Amours, F. et Patry, G. "Contrôle mixte d'une usine à boues activées". Soumis pour publication dans Revue canadienne de Génie civil, 1988b.
- Couillard, D., Croteau, G. et Couture, P. "Évaluation du potentiel de toxicité des eaux de ruissellement urbain et des eaux usées de temps sec; par des analyses physico-chimiques et par des bioessais". INRS-Eau, rapport scientifique no 119, 301 pages, 1980.
- 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, Québec, 248 pages, 1987.
- Degrémont. "Water Treatment handbook". 5<sup>e</sup> Ed. Halsted Press, 1186 pages, 1979.

- Denoyer, P. "Simulation des performances d'une usine existante de traitement biologique des eaux usées: oxygène dissous". Thèse de maîtrise, Université de Sherbrooke, 154 pages, 1978.
- Dold, P.L. et Marais, G.v.R. "Evaluation of the General Activated Sludge Model Proposed by the IAWPRC Task Group". Journal of Water Science and Technology, 18, 63-89, 1986.
- Dold, P.L., Ekama, G.A. and Marais, G.v.R. "A general model for the activated sludge process". Progress Water Technology, 12, 47-77, 1980.
- Ekama, G.A. and Marais, G.v.R. "Dynamic behavior of the activated sludge process". Journal of Water Pollution Control Federation, 51, 534-556, 1979.
- Field, R. et Struzeski, E.J. "Management and control of combined sewer overflows. "Journal of Water Pollution and Control Federation, 44(7), 1391-1415, 1972.
- Grady, C.P.L. (jr), Gujer, W., Henze, M., Marais, G.v.R. and Matsuo, T. "A model for single-sludge wastewater treatment systems". Water Science and Technology, 18, 47-61, 1986.
- Hermanowicz, S.W. "Dynamic changes in populations of the sludge community: Effects of dissolved oxygen variations". Journal of Water Science and Technology, 19, 889-895, 1987.
- Holmberg, A. "Modelling of the activated sludge process for microprocessor-based state estimation and control". Water Research, 16, 1233-1246, 1982.
- James, A. "An Introduction to water quality modelling". Wiley Interscience Publication, New-York. 234 pages, 1984.
- Junkins, R., Deeny, K. et Eckhoff, I. "The activated sludge process: Fundamentals of operation". Ann Arbor Science, West Chester, Pennsylvania, 1983.

- Keinath, T.M. "Operational dynamics and Control of secondary clarifiers".  
Journal of Water Pollution and Control Federation, 57(7), 770-776, 1985.
- Kuester, J.L. et Mize, J.H. "Optimization Techniques with FORTRAN". 1<sup>st</sup>  
Ed., McGraw Hill Book Company, New-York, 500 pages, 1973.
- Kynch, C.J. "A theory of sedimentation". Transactions of the Faraday Society,  
48, 166, 1952.
- Lau, A.O., Strom, P.F. et Jenkins, D. "Growth kinetics of Sphaerotilus natans and  
a floc former in pure and dual continuous culture". Journal of Water  
Pollution and Control Federation, 56(1), 41-51, 1984a.
- Lau, A.O., Strom, P.F. et Jenkins, D. "The competitive growth of a floc-forming  
and filamentous bacteria: a model for activated sludge bulking". Journal  
of Water Pollution and Control Federation, 56(1), 52-61, 1984b.
- Mamdani, E.H. "Application of fuzzy logic to approximate reasoning using  
linguistic synthesis. Institution of Electrical and Electronics Engineers  
(IEEE). - Transactions Computers, C-26, 1181-1191, 1977.
- Mamdani, E.H. "Applications of fuzzy algorithms for control of a simple dynamic  
plant". Proceeding - Institute of Electrical Engineers (IEE),  
121, 1585-1588, 1974.
- Marsili-Libelli, S., Giardi, R. et Lasagni, M. "Self-Tuning control of the  
activated sludge process". Environmental Technology Letters, 6, 576-583,  
1985.
- Maeda, K. "A knowledge based system for the wastewater treatment process".  
Proceedings of the 9<sup>th</sup> triennial World Congress of IFAC, Budapest,  
Hungary, 3251-3256, 1984.
- McKinney, R.E. "Mathematics of complete-mixing activated sludge". Proceedings  
American society of Civil Engineers, Journal Sanitary Engineering  
Division, 88, 87-113, 1962.

- Monod, J. "La technique de culture continue, théorie et applications". Annales de l'Institut Pasteur, 79, 390-410, 1950.
- Murrill, P.W. "Fundamentals of Process Control Theory". 1st Ed., Instrument Society of America, North Carolina, 254 pages, 1981.
- Olsson, G. "Automation in wastewater systems - Applications and Possibilities". Proceedings 10th Symposium on wastewater treatment, Montreal, Canada. 35-48, 1987.
- Patry, G. "Dynamic Modelling and Expert Systems in wastewater Engineering". Rapport interne d'activité scientifique, Université McMaster, 1987.
- Ranchet, J. et Philippe, J.P. "Pollution véhiculée par les eaux de ruissellement en réseau unitaire: le bassin versant de Mantes-la-ville". La technique de l'eau et de l'assainissement, 432, 17-29, 1982.
- Roques, H. "Fondements théoriques du traitement biologique des eaux". Technique et documentation, Paris, 1813 pages, 1979.
- Sayeb, H., Capdeville, B., Roustan, M. et Roques, H. "Problèmes de l'identification paramétrique des modèles de croissance en traitement biologique". Environmental Technology Letter, 8, 307-316, 1987.
- Service de la Protection de l'Environnement (SPE). "Coûts d'exploitation et d'entretien des installations de traitement des eaux usées municipales - 1980 par S.A. Ross, M.G. Boivin et D.L. Caverson, Direction des programmes Industriels SPE, Ottawa, 26 pages, 1984.
- Severin, B.F. et Poduska, R.A. "Flocculant settling dynamics under constant load". American Society of Civil Engineers, Journal of Environmental Engineering Division, 112(1), 171-184, 1986.
- Speirs, G.W. et Stephensen, J.P. "Operational audit assists plant selection for demonstration of Energy Savings and improved control". In: Instrumentation and control of water and wastewater treatment and

- transport systems (IAWPRC), Proceedings of the 4<sup>th</sup> IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London, 675-678, 1985.
- Stehfest, H. "An operational dynamic model of the final clarifier". Transactions Institute of Measurement and Control, 6(3), 160-164, 1984.
- Strom, P.F. et Jenkins, D. "Identification and significance of filamentous microorganisms in activated sludge". Journal of Water Pollution and Control Federation, 56(5), 449-459, 1984.
- Sundstrom, G.J. et Klei, A.F. "Wastewater treatment". Prentice-Hall inc., New-Jersey, 444 pages, 1979.
- Tanthapanichakoon, W. and Himmelblau, D.M. "Simulation of time dependent activated sludge wastewater treatment plant". Water Research, 15, 1185-1195, 1981.
- Thérien, N., Marcos, B., Muratet, G. et Domenech, S. "Amélioration des performances du procédé de boues activées par l'ajustement temporel du débit de l'effluent d'un bassin d'égalisation". Revue Internationale des sciences de l'eau, 2(3), 79-89, 1986.
- Tyagi, R.D. "Effects of heavy metals on biological treatment in the activated sludge process". Process Biochemistry, 20(6), 194-198, 1985.
- Tyagi, R.D., Couillard, D. et Villeneuve, J.P. "Functional Design of Activated Sludge Processes with heavy metal inhibition". Canadian Journal of Chemical Engineering, 64(4), 632-638, 1986.
- VanHaandel, A.C., Ekama, G.A., Marais, G.v.R. "The activated sludge process-3. Single Sludge denitrification". Water Research, 15, 1135-1252, 1981.
- Yapijakis, C. et Papamichael, F. "Sources of heavy metals and their impacts on wastewater treatment and receiving water bodies' quality - case study of a metropolitan area". Water Science and Technology, 19(9), 133-144, 1987.

Zadeh, L.A. "Outline of a new approach to the analysis of complex systems and decision processes". Institute of Electrical and Electronics Engineers Systems (IEEE), Man and Cybernetics, SMC-3, 28-44, 1973.

Ziegler, J.G. and Nichols, N.B. "Optimum settings for automatic controllers". Transactions of the American Society of Mechanical Engineers, 64, 759, 1942.

ANNEXE 1

Données expérimentales du CHUS<sup>1</sup>

- AFFLUENT -

t (h)	$Q_0^2$ ( $m^3 \cdot h^{-1}$ )	$S_{OD\emptyset}$ ( $mg \cdot l^{-1}$ )	$S_{d\emptyset} + S_{p\emptyset}^4$ ( $mgDCO \cdot l^{-1}$ )	$SSV_{\emptyset}$ ( $mg \cdot l^{-1}$ )	$Q_{AIR}$ ( $m^3 \cdot h^{-1}$ )
0	34,0	8,2	883	51,3	427
2	27,7	8,5	483	57 <sup>3</sup>	430
4	20,7	8,8	105	63 <sup>3</sup>	430
6	30,7	8,4	302	69 <sup>3</sup>	442
8	37,5	8,2	507	75 <sup>3</sup>	454
10	63,1	7,3	882	82	430
12	68,2	7,5	433	40,7	471
14	68,2	7,2	681	13,3	471
16	68,2	7,5	932	273,7	471
18	53,7	7,6	290	66,7	466
20	53,7	8,0	236	163	466
22	45,2	7,9	233	18	466
24	37,5	7,95	408	22,7	471
26	30,7	8,65	252	43 <sup>3</sup>	471
28	30,7	8,1	175	65 <sup>3</sup>	471
30	34,0	8,85	157	90 <sup>3</sup>	471
32	58,3	9,0	763	105	471
34	79,3	7,1	830	109	466
36	63,1	7,0	378	35,7	466
38	68,2	6,8	403	135	466
40	53,7	7,3	445	44	466
42	53,7	7,6	473	47	466
44	49,3	7,5	112	36,3	466
46	45,2	8,2	77	27,3	466
48	30,7	8,9	132	20 <sup>3</sup>	471

<sup>1</sup> Tiré de Denoyer (1978) pour la période du 8 et 9 décembre 1977.

<sup>2</sup> Débit dans le train de traitement modélisé = débit total x 0,70.

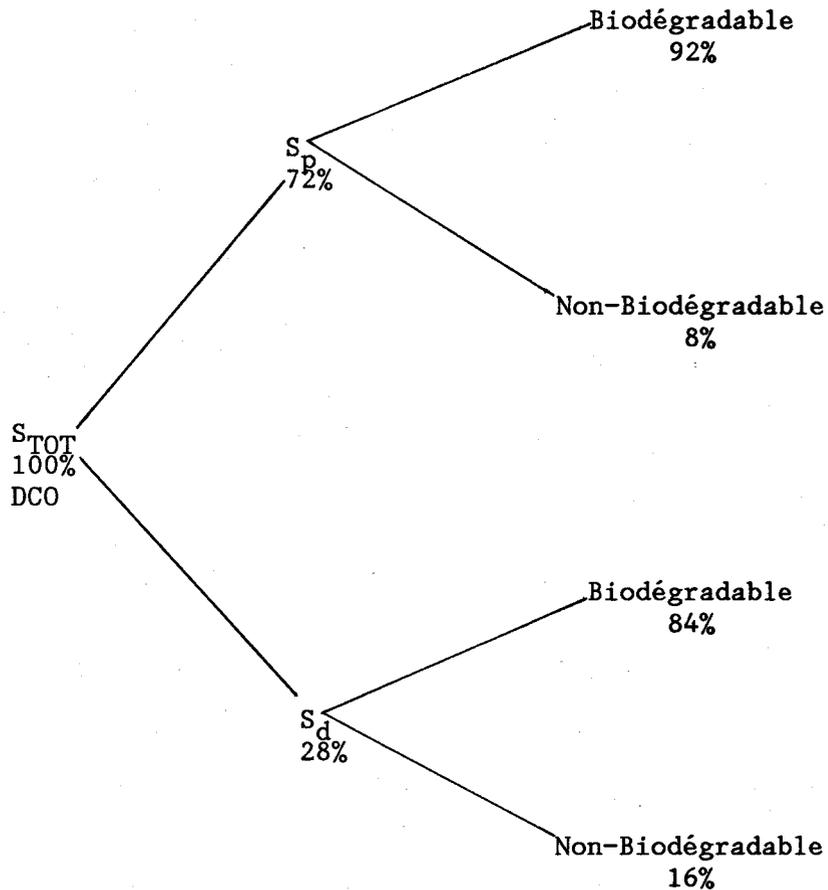
<sup>3</sup> Donnée interpolée.

<sup>4</sup>  $DCO \approx DBO_5/0,6$  (voir annexe 2).

ANNEXE 2

Discrétisation de l'affluent

Couillard (1985) nous donne un rapport moyen DCO/DBO<sub>5</sub> de 1.6 et c'est ce que nous avons utilisé dans nos travaux. De plus, le rapport  $S_p/S_d$  tel qu'indiqué dans Beaulieu (1986) donne environ 2.6 pour une eau usée municipale québécoise et échantillonnée dans la période du 6 au 22 juillet 1985. A partir de ces constatations voici la discrétisation du substrat:



Cet arbre est utile pour la mise en route du modèle et exécuter le module ENTREE

ANNEXE 3

Valeur des paramètres par défaut

PARAMÈTRE	VALEUR	UNITÉS
b	$0.260 \times 10^{-1}$	$h^{-1}$
$f_{bs}$	$0.250 \times 10^{+0}$	su**
$f_{sc}$	$0.100 \times 10^{+1}$	su
$f_s$	$0.800 \times 10^{-1}$	su
$f_{up}$	$0.900 \times 10^{-1}$	su
$f_{us}$	$0.500 \times 10^{-1}$	su
$K_{mp}$	$0.125 \times 10^{+0}$	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
$K_{ms}$	$0.330 \times 10^{+0}$	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
$K_{sp}$	$0.400 \times 10^{-1}$	$mg_{DCO}/l$
$K_{ss}$	$0.200 \times 10^{+2}$	$mg_{DCO}/l$
$K_T$	$0.104 \times 10^{-1}$	$(mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
P	$0.148 \times 10^{+1}$	DCO/MVS
$Y_1$	$0.450 \times 10^{+0}$	su
$Y_2$	$0.800 \times 10^{-1}$	su

Tableau (A-1): Valeur des paramètres du modèle de réacteur biologique\*

\* Tiré de Dold et al. (1980)

\*\* : "su" signifie que le paramètre est adimensionnel.

ANNEXE 3 (suite)

PARAMÈTRE	VALEUR	UNITÉS
$K_1$	$0.116 \times 10^{+8}$	su*
$K_2$	$0.219 \times 10^{+1}$	su*
Halim	$0.350 \times 10^{+3}$	cm

Tableau (A-2): Valeur des paramètres du modèle de décantation

\* Tiré de Severin et Poduska (1986)

ANNEXE 3 (suite)

PARAMÈTRE	VALEUR	UNITÉS
$A_B$	120	$m^2$
BEH	2.0	m
$L_{DEV}$	2.0	m

Tableau (A-3): Valeur des paramètres du modèle de bassin d'égalisation

ANNEXE 3 (suite)

PARAMÈTRE	VALEUR	UNITÉS
RRSP	$0.350 \times 10^{+0}$	s.u.
$Q_{AIR}$	$0.235 \times 10^{+3}$	$m^3 \text{ air/h}$
XS1	$0.720 \cdot 10^{+2}$	mg/l
XA1	$0.472 \times 10^{+3}$	mg/l
XI1	$0.555 \times 10^{+3}$	mg/l
XSØ	$0.000 \times 10^{+0}$	mg/l
XAØ	$0.000 \times 10^{+0}$	mg/l
XIØ	$0.720 \times 10^{+2}$	mg/l
SOD1	$0.350 \times 10^{+1}$	mg/l
SDOØ	$0.800 \times 10^{+1}$	mg/l
$Q_3$	$0.750 \times 10^{+1}$	$m^3/h$
Sd1	$0.660 \times 10^{+1}$	mg/l
Sp1	$0.154 \times 10^{+2}$	mg/l
V1	$0.265 \times 10^{+3}$	$m^3$
$A_c$	$0.800 \times 10^{+2}$	$m^2$
T	$0.180 \times 10^{+2}$	°C
$K_{LA}$	$0.020 \times 10^{+0}$	$(m^3 \text{ air} \cdot h)^{-1}$
SODS	$0.920 \times 10^{+1}$	mg/l
XAØ	$0.400 \times 10^{+2}$	mg/l
XBØ	$0.210 \times 10^{+4}$	mg/l
hØ	$0.500 \times 10^{+2}$	cm
XCNØ	$0.250 \times 10^{+4}$	mg/l
Vc	$0.255 \times 10^{+3}$	$m^3$
$h_{BE}$	$0.750 \times 10^{+2}$	cm
SE1	$0.300 \times 10^{+3}$	mg DCO/l
SSV1	$0.100 \times 10^{+3}$	mg SSV/l
Qp1	$0.300 \times 10^{+2}$	$m^3/h$
Qd1	$0.000 \times 10^{+0}$	$m^3/h$

Tableau (A-4): Valeur des paramètres initiaux

ANNEXE 3 (suite)

BOUCLE DE CONTRÔLE	MÉTHODE DE ZIEGLER ET NICHOLS			AJUSTEMENT MANUEL		
	$K_p$	$T_i$	$T_d$	$K_p$	$T_i$	$T_d$
OXYGÈNE DISSOUS	-0.395	2.63	0.657	-1.10	1.2	0.3
NIVEAU DES BOUES	0.0091	23.5	5.88	0.009	9	2.25

Tableau (A-5): Valeurs des paramètres des boucles de contrôle

#### ANNEXE 4

Cette annexe présente les résultats sommaires des simulations telles que décrites en page 55 de ce rapport.

Les figures A-1 et A-2 présentent le débit et le substrat imposés à une usine aux dimensions de celle du CHUS (Sherbrooke). Les données qui sont rapportées sont issues de Denoyer (1948) et présentées à l'annexe 1. Les événements pluvieux qui sont représentés représentent simplement un apport supplémentaire (40%) aux données réelles.

La figure A-3 donne le comportement de l'oxygène dissous dans le réacteur avec et sans chocs toxiques. Essentiellement, on constate que le seul choc de chrome présente un écart léger par rapport au témoin (sans choc). On explique cet écart par la baisse de la demande en oxygène provenant de la biomasse active inhibée. L'écart plus considérable observé avec une pluie est attribuable au lessivage de la biomasse dans le réacteur biologique (plus amples détails dans D'Amours, 1987).

La figure A-4 présente les solides dans la liqueur mixte. On constate la très faible influence du choc de chrome sur les MSLM dans le bassin. De plus, la différence observée lors d'une pluie provient de l'apport considérable en substrat particulaire issu du ruissellement et non d'une excroissance de la biomasse (D'Amours, 1987; Couillard et al., 1988b).

La figure A-5 montre le substrat résiduel (non biodégradé) à la sortie du réacteur biologique. Ce graphique permet de mieux caractériser le comportement de la biomasse active responsable du processus de dépollution. En effet, le choc de chrome montre un enlèvement significativement différent de la situation sans choc toxique. Aussi, on pourrait penser à une baisse de l'efficacité du système de traitement. Les travaux de Lefebvre et al. (1988) nous indiqueraient de façon plus précise le point de récupération. L'événement pluvieux montre une dégradation importante de l'enlèvement en substrat attribuable au choc hydraulique. En comparant avec le choc de chrome, la dernière conclusion devient évidente.

La figure A-6 présente le profil d'oxygène dissous du procédé lorsque nous imposons nos stratégies de contrôle. En bref, on constate l'effet stabilisateur du bassin d'égalisation (moins d'oscillations). De plus, l'une et l'autre stratégie diminue considérablement la demande faite au soufflante en contrôlant le procédé à un niveau d'oxygène dissous plus adéquat (3.5 - 4.0 mg/l).

Finalement, la figure A-7 présente le profil de la hauteur du lit de boues dans le décanteur secondaire. Les stratégies de contrôle permettent un meilleur maintien du niveau dans les normes acceptables ce qui agirait positivement (hypothèse!) sur la qualité de l'effluent.

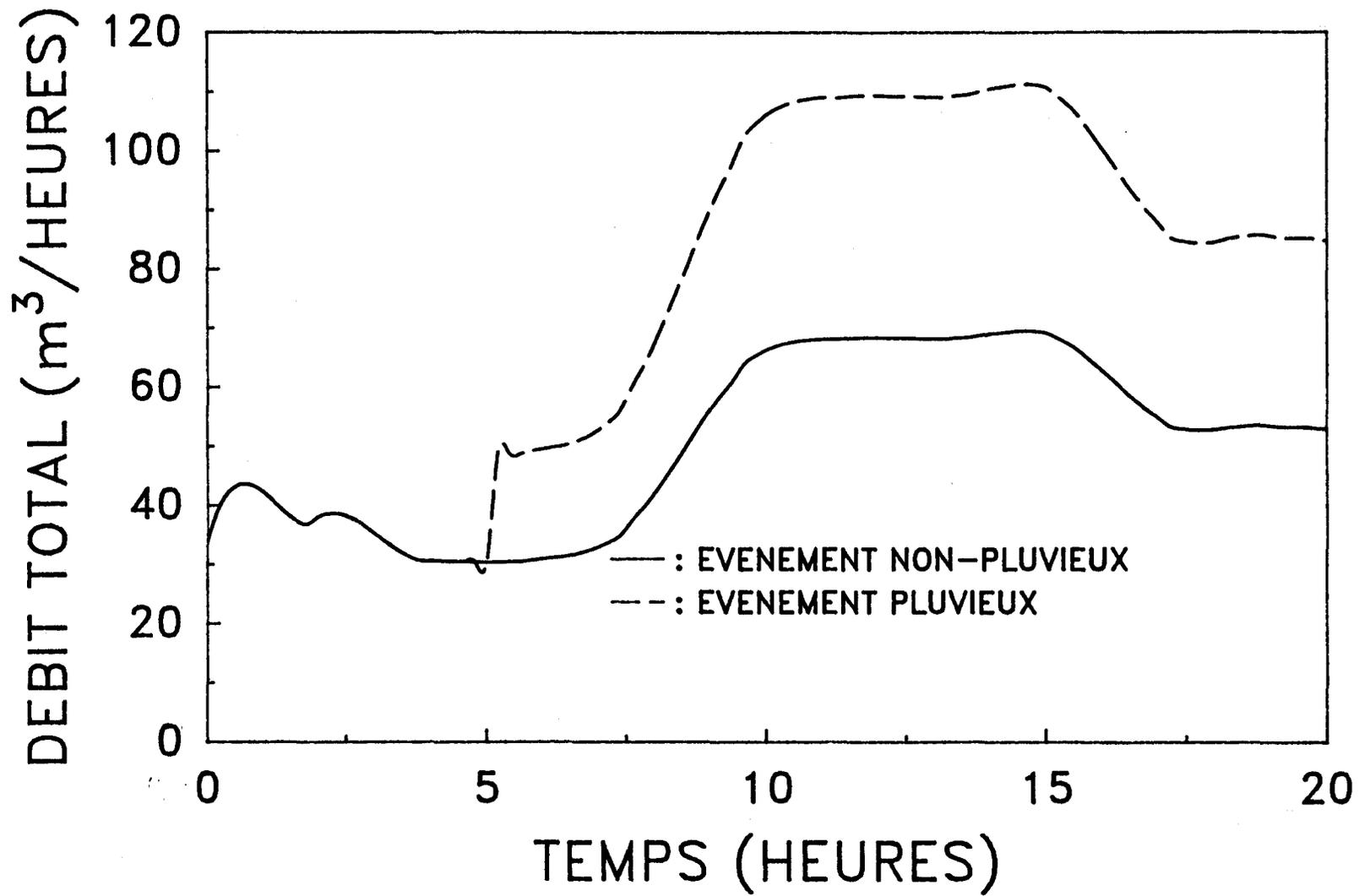


Figure (A-1): Débit volumique total affluent à l'usine du CHUS (Sherbrooke) pour la période du 8 décembre 1977.

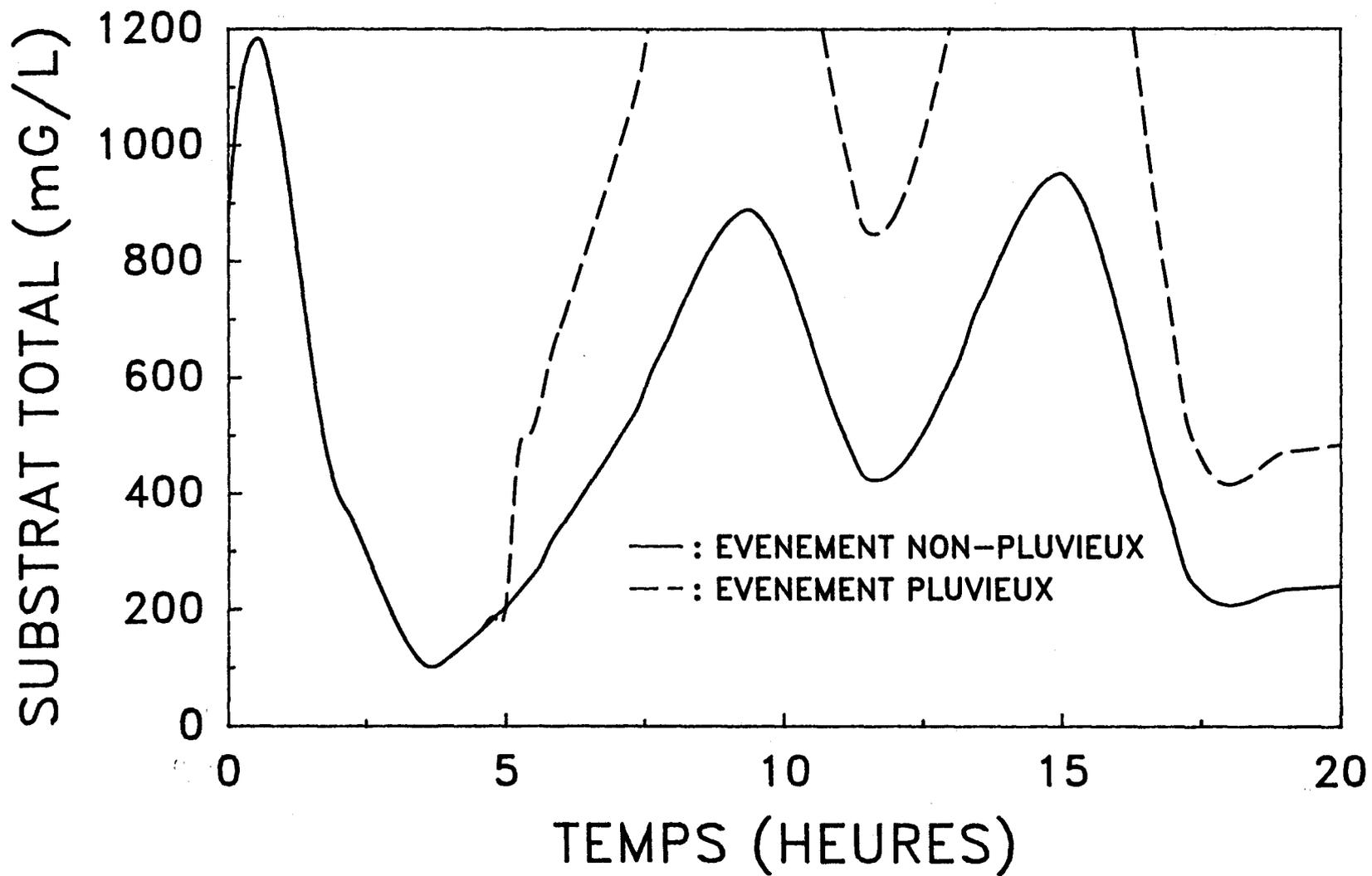


Figure (A-2): Substrat total (DCO) affluent à l'usine du CHUS (Sherbrooke) pour la période du 8 décembre 1977.

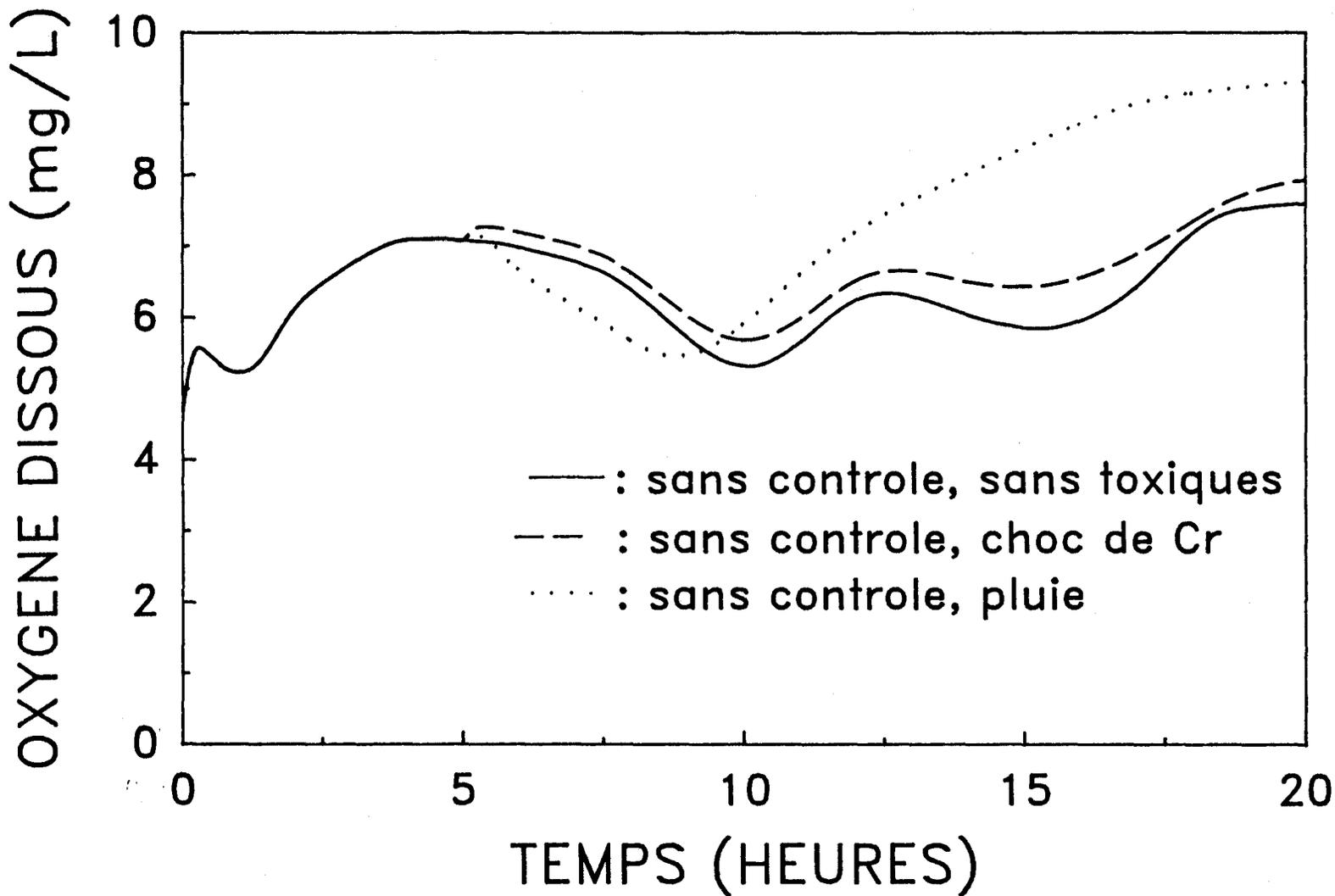


Figure (A-3): Profil d'oxygène dissous dans le réacteur biologique pour des conditions de chocs toxiques différentes.

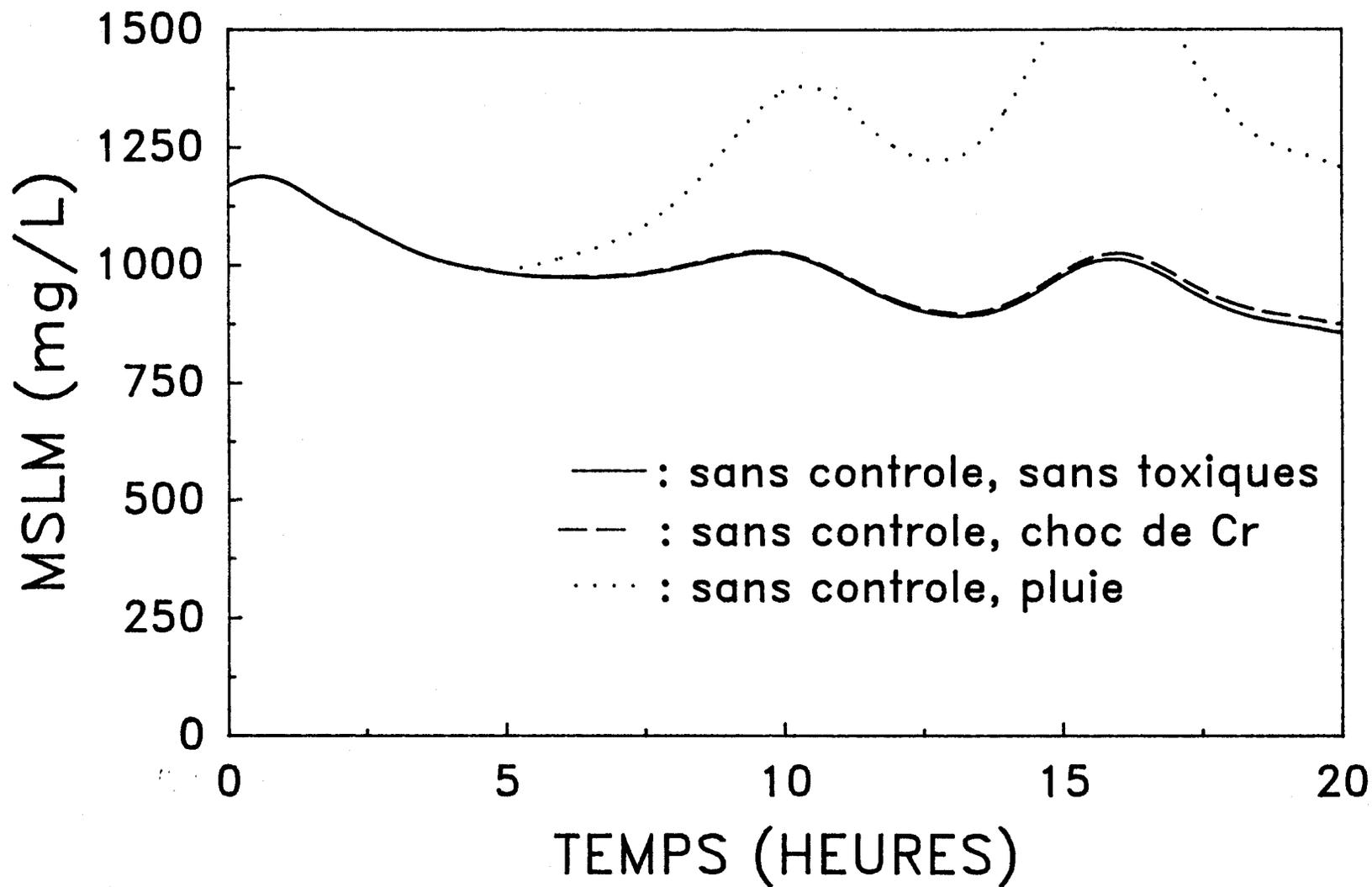


Figure (A-4): Profil des matières solides dans le réacteur biologique pour des conditions de chocs toxiques différentes.

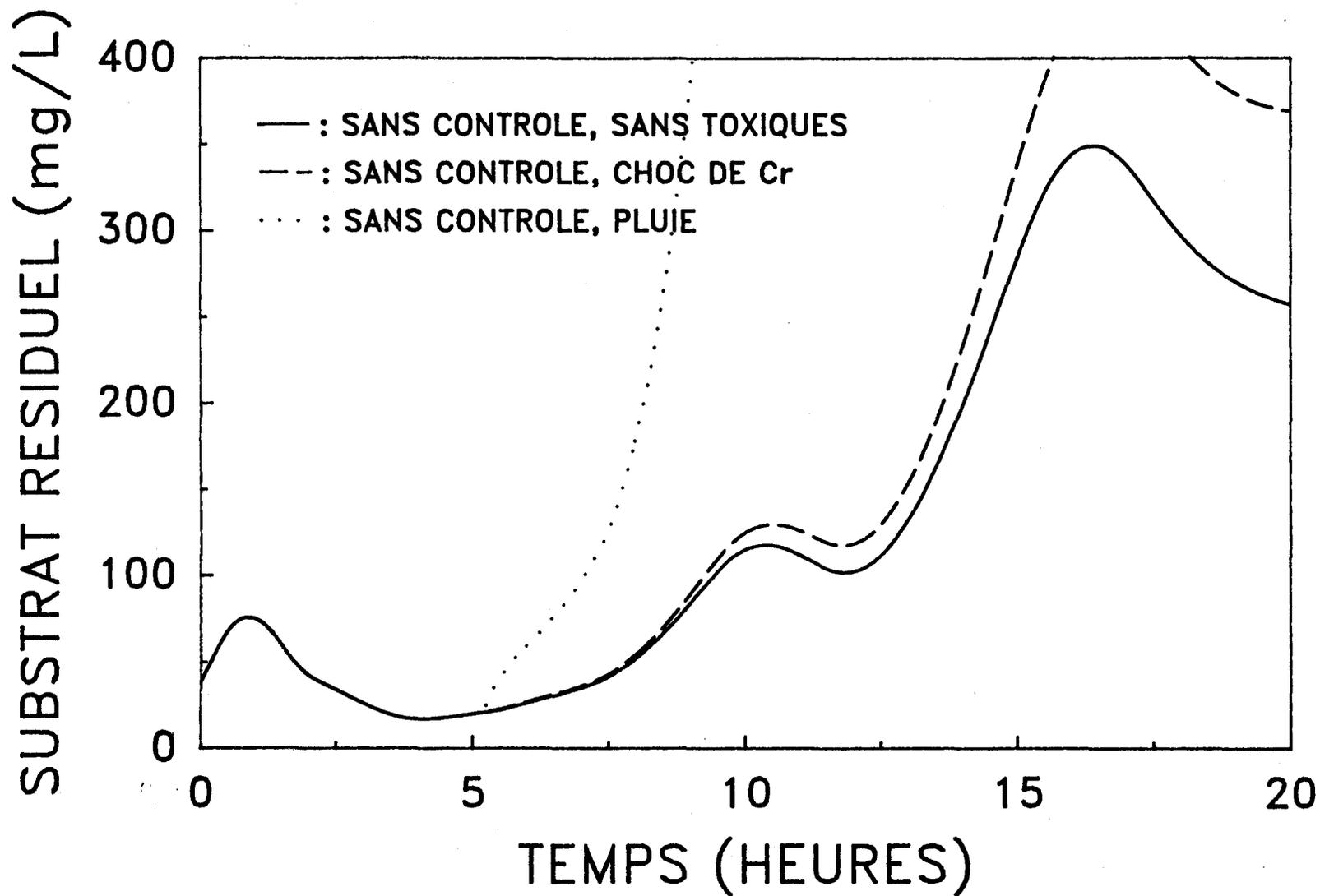


Figure (A-5): Profil du substrat résiduel dans le réacteur biologique (DCO) pour des conditions de chocs toxiques différentes.

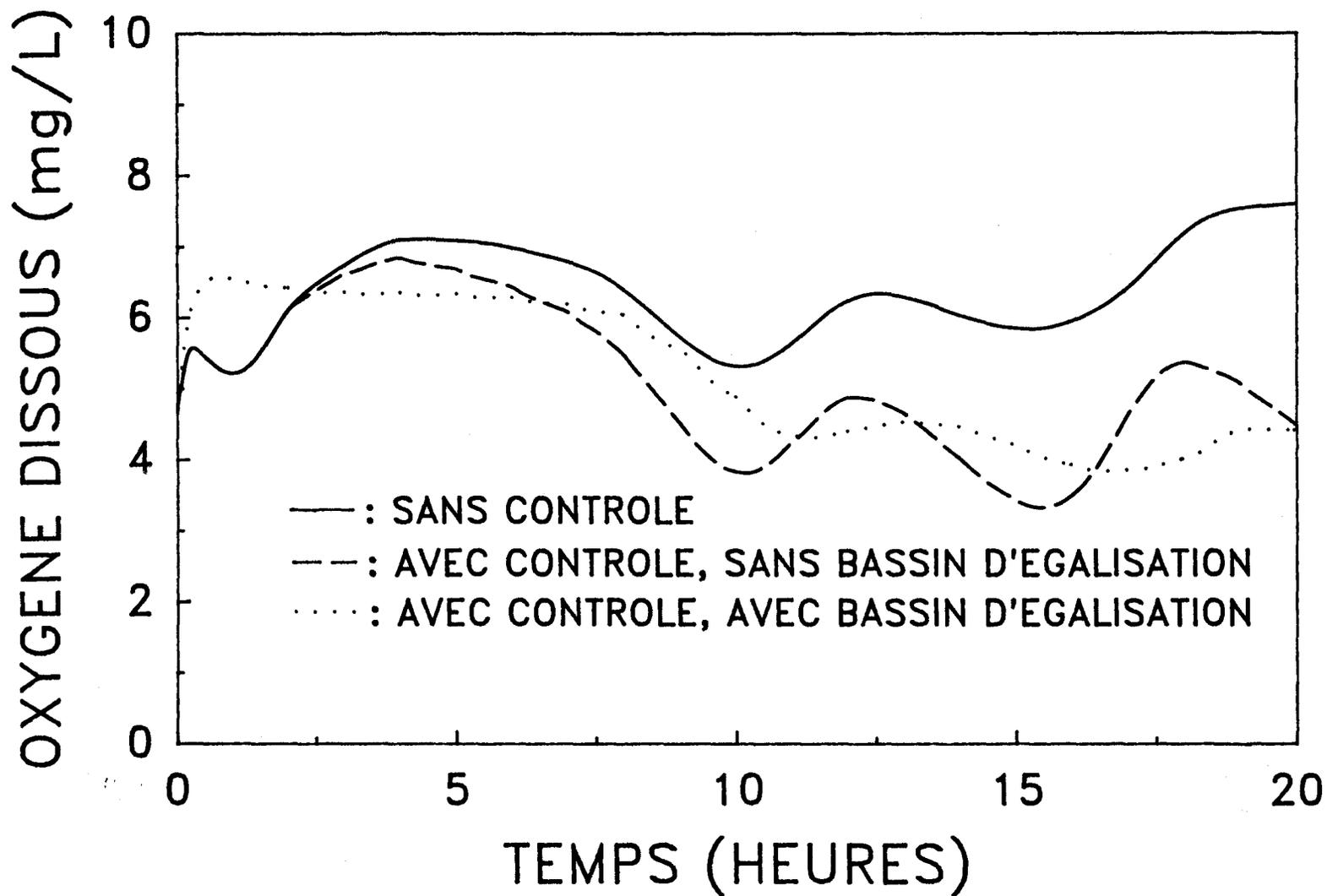


Figure (A-6): Profil de l'oxygène dissous dans le réacteur biologique avec et sans contrôle du procédé.

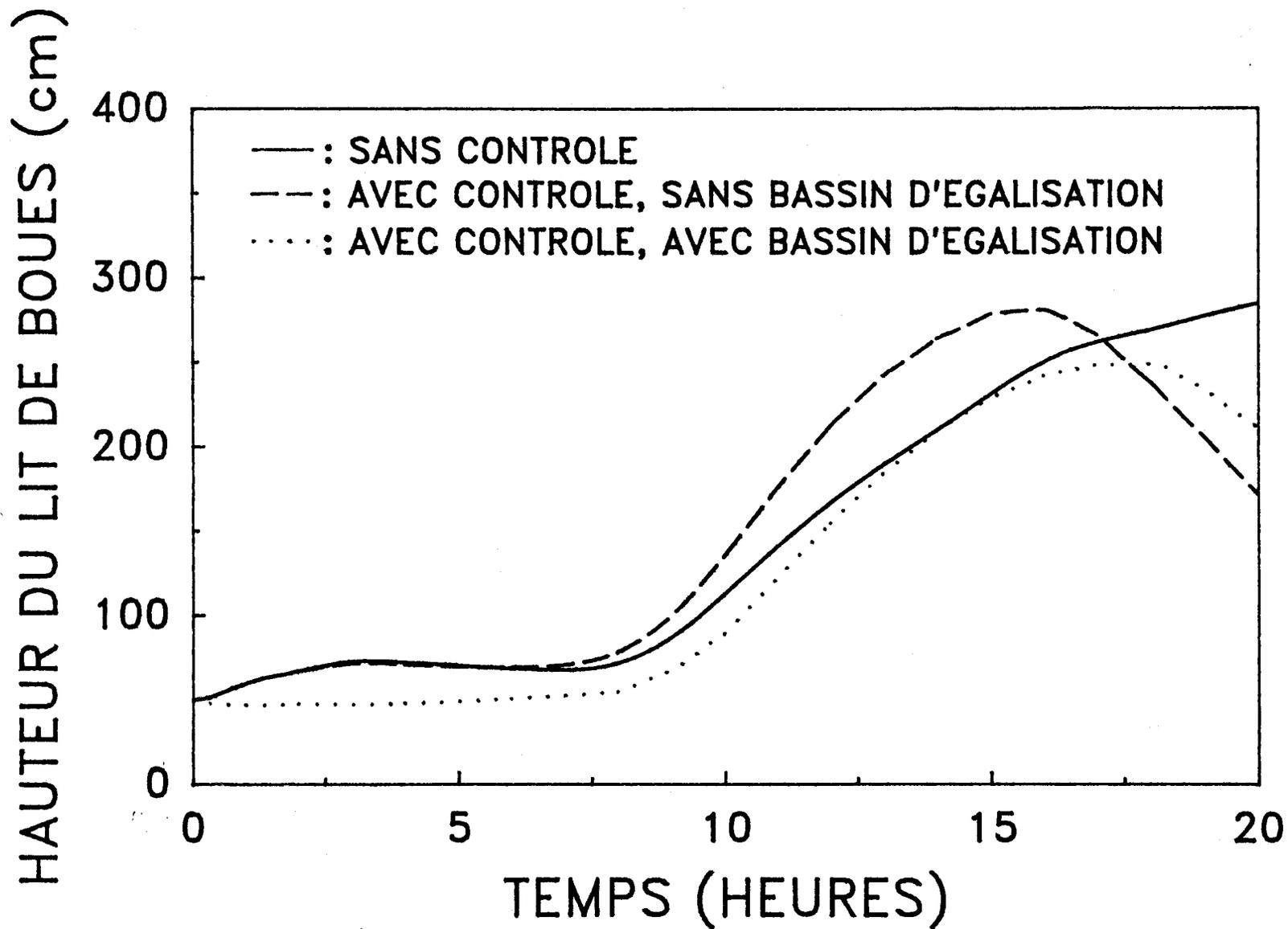


Figure (A-7): Profil de la hauteur du lit de boues dans le décanteur secondaire avec et sans contrôle de procédé.