

UNIVERSITE DU QUEBEC

Mémoire

présenté

à

l'Institut national de la recherche scientifique

INRS-Eau

comme exigence partielle

de la

Maîtrise ès sciences (eau)

par

François D'Amours

B.Sc.A. Génie chimique

"Contrôle digital d'une usine
à boues activées à l'aide de modèles
déterministes dynamiques"

Août 1987

Cette thèse est dédiée tout spécialement à mon père, Gérard, qui n'a jamais cessé de m'appuyer jusqu'aux derniers instants de sa vie.

REMERCIEMENTS

J'aimerais d'abord remercier monsieur Denis Couillard, mon directeur de thèse à l'INRS-Eau, pour ses bons conseils, sa disponibilité et le temps consacré à la correction de ce mémoire. Les mêmes remerciements s'adressent à monsieur Gilles Patry, qui a supervisé mes travaux lors de mon séjour à l'Université McMaster.

Des remerciements également à monsieur Daniel Cluis, professeur à l'INRS-Eau, pour son support matériel et sa correction.

A ma mère, Gilberte, j'aimerais exprimer ma reconnaissance pour son encouragement incessant tout au long de mes études.

Pour son support moral, son attention, sa patience et sa coopération, je remercie finalement ma compagne de tous les jours, Line.

Finalement, je remercie les fonds FCAR et le Centre Canadien des Eaux Intérieures (Burlington) pour leur supports financiers.

RESUME

L'efficacité d'une usine à boues activées peut être améliorée en lui appliquant une stratégie de contrôle adéquate. Cependant, la technologie actuelle, appliquée à l'instrumentation, ne permet pas encore d'obtenir, en temps réel, toutes les variables nécessaires au contrôle du procédé. Le présent travail a pour but d'identifier un modèle mathématique global représentant le plus fidèlement possible le comportement dynamique des usines à boues activées en général. Par la suite, on applique le modèle à l'usine de Norwich (Angleterre) dont les caractéristiques sont tirées de la littérature. Finalement, on examine l'effet d'une stratégie de contrôle sur la performance du procédé.

On présente d'abord une revue bibliographique des modèles mathématiques du bassin d'aération et du décanteur secondaire, composantes du procédé étudié. On présente également une revue des stratégies de contrôle digital applicables à un tel procédé.

Trois modèles biologiques (structuré mono-substrat, structuré bi-substrats et non-structuré mono-substrat), issus en partie de la littérature, modifiés et adaptés pour nos travaux, sont examinés. Les paramètres, les équations différentielles, les forces et les faiblesses de chacun sont détaillés.

Par la suite, on développe une stratégie de contrôle à deux niveaux hiérarchiques. Le niveau supérieur se compose d'un ensemble de règles qualitatives fixant l'état optimal d'opération. Le niveau inférieur est constitué de deux contrôleurs à contre-réaction et sert à maintenir le procédé dans l'état fixé par le contrôleur à règles.

Les trois modèles élaborés sont comparés en les soumettant à un même ensemble de conditions d'opération (i.e. régime permanent, affluent sinusoidal et affluents-chocs). Après analyse, le modèle structuré bi-substrats (SBI) est retenu comme la meilleure représentation des phénomènes observés pour l'usine-type examiné. Une analyse de sensibilité ultérieure confirme que le modèle peut être appliqué, moyennant quelques ajustements de paramètres, à d'autres usines du même genre.

Finalement, on applique la stratégie de contrôle à deux niveaux, au modèle SBI, pour en vérifier la pertinence. Il ressort de l'étude que cette dernière améliore substantiellement le profil de l'oxygène dissous et stabilise le niveau des solides dans le décanteur secondaire.

TABLE DES MATIERES

	<u>pages</u>
RESUME	i
TABLE DES MATIERES	iii
LISTE DES TABLEAUX	vi
LISTE DES FIGURES	viii
INTRODUCTION	1
CHAPITRE 1 - REVUE BIBLIOGRAPHIQUE	3
1.1 Les modèles biologiques	3
1.1.1 Le modèle de Monod	4
1.1.2 Les modèles structurés	5
1.1.3 Les modèles d'origines diverses	7
1.2 Les modèles de nitrification	9
1.3 Les modèles de décanteurs secondaires	12
1.3.1 La théorie des flux	13
1.4 Le contrôle de procédé	17
CHAPITRE 2 - DEVELOPPEMENT DES MODELES	25
2.1 Les bilans de matière	26
2.2 Définition des processus de base	28
2.2.1 Notion de substrats soluble et particulaire	29
2.2.2 Le processus de nitrification	31
2.3 Le modèle structuré mono-substrat (SMONO).....	34
2.3.1 La prise de substrat	35
2.3.2 Le substrat mis en réserve	35
2.3.3 Formation de la biomasse active	36
2.3.4 Formation de la biomasse inerte	36
2.3.5 La microflore nitrifiante	37
2.3.6 La consommation totale d'oxygène	38
2.4 Le modèle structuré bi-substrat (SBI)	42
2.4.1 Processus global	43
2.4.2 La prise de substrat	45
2.4.3 Formation de la biomasse active	46
2.4.4 Le substrat mis en réserve	46
2.4.5 Formation de la biomasse inerte	46
2.4.6 La microflore nitrifiante	46

	<u>pages</u>
2.4.7 La consommation totale d'oxygène	47
2.5 Le modèle hybride mono-substrat (HYBRIDE)	50
2.5.1 La microflore banale	51
2.5.2 La microflore nitrifiante	52
2.5.3 La consommation totale d'oxygène	54
2.6 Modèle du décanteur secondaire	57
2.6.1 Les hypothèses de base du modèle de décantation.	60
 CHAPITRE 3 - LES STRATEGIES DE CONTROLE	 64
3.1 Eléments de base des contrôleurs	64
3.1.1 Contrôle analogique et contrôle digital	64
3.1.2 Les variables contrôlées	67
3.1.3 Les boucles de contrôle traditionnelles	68
3.1.3.1 Les boucles à contre-réaction (CCR)	68
3.1.3.2 Les boucles à réaction positive (CRP)	68
3.1.4 Mode d'action des contrôleurs traditionnels	69
3.1.4.1 L'erreur	69
3.1.4.2 Réponses du contrôleur traditionnel	71
3.1.5 Ajustement des paramètres du contrôleur PID	73
3.1.6 Contrôleur automatique à règles qualitatives	74
3.1.6.1 Les concepts du contrôleur à règles	75
3.1.6.2 Algorithme de décision	78
3.2 Stratégie de contrôle - développement	79
3.2.1 La quantité purgée des boues	82
3.2.2 Quantité d'oxygène fournie	84
 CHAPITRE 4 - SIMULATIONS ET ANALYSE	 87
4.1 Les simulations	87
4.2 Les critères de performance	99
4.2.1 Considérations générales	99
4.2.2 Affluent constant	101
4.2.2.1 La prise de substrat	101
4.2.2.2 La biomasse banale	103
4.2.2.3 La biomasse nitrifiante	104
4.2.2.4 Le profil de l'oxygène dissous	105
4.2.3 Affluent sinusoïdal	107
4.2.3.1 La prise de substrat	107
4.2.3.2 La biomasse banale	107
4.2.3.3 La biomasse nitrifiante	107
4.2.3.4 Le profil de l'oxygène dissous	108
4.2.4 Chocs quantitatifs purs et chocs hydrauliques	109
4.2.4.1 La prise de substrat	109
4.2.4.2 La biomasse banale	110

	<u>pages</u>
4.2.4.3 La biomasse nitrifiante	111
4.2.4.4 Le profil de l'oxygène dissous	112
4.3 Analyse de la réponse des trois modèles	114
4.3.1 La prise de substrat	114
4.3.2 La biomasse banale	114
4.3.2.1 Affluent constant	114
4.3.2.2 Affluent sinusoidal	116
4.3.2.3 Choc quantitatif pur	118
4.3.2.4 Choc hydraulique	120
4.3.3 La biomasse nitrifiante	122
4.3.3.1 Affluent constant	122
4.3.3.2 Affluent sinusoidal	124
4.3.3.3 Choc quantitatif pur	126
4.3.3.4 Choc hydraulique	126
4.3.4 Le profil de l'oxygène dissous	129
4.3.4.1 Affluent constant	129
4.3.4.2 Affluent sinusoidal et affluents chocs ..	131
4.4 Le modèle SBI : le plus représentatif	136
4.5 Analyse de sensibilité	138
 CHAPITRE 5 - LE CONTROLE DU PROCEDE	 141
5.1 Considérations physiques	141
5.1.1 L'intervalle de contrôle	141
5.1.2 L'ajustement des contrôleurs traditionnels	142
5.2 Effet de la stratégie de contrôle sur le procédé	144
5.2.1 Le profil de l'oxygène dissous	144
5.2.1.1 Affluent constant	145
5.2.1.2 Affluent sinusoidal	146
5.2.1.3 Choc quantitatif pur	146
5.2.1.4 Choc hydraulique	148
5.2.2 La hauteur du lit des boues	148
5.2.2.1 Affluent constant	150
5.2.2.2 Affluent sinusoidal	151
5.2.2.3 Choc quantitatif pur	153
5.2.2.4 Choc hydraulique	153
RECOMMANDATIONS	157
CONCLUSION	160
BIBLIOGRAPHIE	163
APPENDICE A - LES TABLES D'INTERPRETATION	180
APPENDICE B - COPIE "SOURCE" DES PROGRAMMES	184

LISTE DES TABLEAUX

	<u>pages</u>
TABLEAU 2.1: Equations du modèle structuré mono-substrat (SMONO)	40
TABLEAU 2.2: Liste des symboles du modèle SMONO	41
TABLEAU 2.3: Equations du modèle structuré bi-substrat (SBI)	48
TABLEAU 2.4: Liste des symboles du modèle SBI	49
TABLEAU 2.5: Equations du modèle HYBRIDE	55
TABLEAU 2.6: Liste des symboles du modèle HYBRIDE	56
TABLEAU 2.7: Liste des symboles pour le modèle de décantation	63
TABLEAU 3.1: Modes conventionnels des contrôleurs CCR	72
TABLEAU 3.2: Intrants et extrants du contrôleur à règles	75
TABLEAU 3.3: Règles linguistiques du contrôleur à règles	77
TABLEAU 3.4: Objectifs visés par la stratégie de contrôle ...	81
TABLEAU 4.1: Valeur des paramètres du modèle SMONO	94
TABLEAU 4.2: Valeur des paramètres du modèle SBI	95
TABLEAU 4.3: Valeur des paramètres du modèle HYBRIDE	96
TABLEAU 4.4: Caractéristiques de l'usine de Norwich (Angleterre)	97
TABLEAU 4.5: Caractéristiques des procédés à boues activées .	99
TABLEAU 4.6: Critères de performance pour une opération en régime permanent	106
TABLEAU 4.7: Critères de performance pour une opération avec un affluent de type sinusoïdal	108
TABLEAU 4.8: Résumé des critères de performance pour des affluents chocs	113
TABLEAU 4.9: Analyse globale des trois modèles étudiés	136
TABLEAU 4.10: Résultats de l'analyse de sensibilité du modèle SBI	139

	<u>pages</u>
TABLEAU 5.1A: Valeur des paramètres des boucles de contrôle obtenus par ajustement automatique	143
TABLEAU 5.1B: Valeurs des paramètres des boucles de contrôle valides pour des affluents constants et sinusoidaux (MOYENNE) et résultats ajustés manuellement	143
TABLEAU 5.2: Evaluation de la stratégie de contrôle	156
TABLEAU A.I: Fonction d'appartenance impliquant la demande biologique totale d'oxygène dans l'effluent ...	180
TABLEAU A.II: Fonction d'appartenance impliquant les matières solides en suspension dans l'effluent	180
TABLEAU A.III: Fonction d'appartenance impliquant les matières volatiles en suspension dans le réacteur biologique	181
TABLEAU A.IV: Fonction d'appartenance impliquant le débit des boues recyclées au réacteur biologique	181
TABLEAU A.V: Fonction d'appartenance impliquant la concentration d'ammoniaque rejetée à l'effluent	182
TABLEAU A.VI: Fonction d'appartenance impliquant le point de consigne de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur biologique	182
TABLEAU A.VII: Fonction d'appartenance impliquant le débit de boues purgées	182
TABLEAU A.VIII: Fonction d'appartenance impliquant la variation du point de consigne de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur	183
TABLEAU A.IX: Fonction d'appartenance impliquant la variation du taux de recyclage des boues au réacteur biologique	183
TABLEAU A.X : Fonction d'appartenance impliquant la variation du débit des boues purgées	183

LISTE DES FIGURES

	<u>pages</u>
FIGURE 1.1 : Courbe de croissance de la biomasse dans le réacteur biologique	4
FIGURE 1.2 : Représentation schématique d'un décanteur secondaire	14
FIGURE 2.1 : Schéma du procédé à boues activées	27
FIGURE 2.2 : Représentation du modèle SMONO	34
FIGURE 2.3 : Représentation du modèle SBI	43
FIGURE 2.4 : Représentation du modèle HYBRIDE	51
FIGURE 2.5 : Courbe des flux de matière à l'intérieur d'un décanteur secondaire	58
FIGURE 3.1 : Représentation schématique d'un procédé contrôlé à l'aide d'un contrôleur analogique ..	66
FIGURE 3.2 : Représentation schématique d'un procédé contrôlé à l'aide d'un contrôleur digital à action directe (CDAD)	66
FIGURE 3.3A : Représentation schématique d'un contrôleur CCR	70
FIGURE 3.3B : Représentation schématique d'un contrôleur CRP	70
FIGURE 3.3C : Représentation schématique d'un contrôleur à boucle ouverte	70
FIGURE 3.4 : Application de la méthode Ziegler et Nichols ..	74
FIGURE 3.5 : Algorithme du contrôleur intelligent	76
FIGURE 3.6 : Organigramme de la stratégie de contrôle étudiée	80
FIGURE 3.7 : Algorithme pour décider du meilleur débit purgé Q_3	84
FIGURE 4.1 : Débit volumétrique en régime permanent appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	88
FIGURE 4.2 : Concentration en substrat organique en régime permanent appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	88

	<u>pages</u>
FIGURE 4.3 : Débit volumétrique en régime sinusoïdal appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	89
FIGURE 4.4 : Concentration en substrat organique en régime sinusoïdal appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	89
FIGURE 4.5 : Débit volumétrique lors d'un choc hydraulique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	90
FIGURE 4.6 : Concentration en substrat organique lors d'un choc quantitatif pur appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	90
FIGURE 4.7 : Débit volumétrique lors d'un choc hydraulique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	91
FIGURE 4.8 : Concentration en substrat organique lors d'un choc hydraulique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre)	91
FIGURE 4.9 : Organigramme du modèle de simulation de l'usine à boues activées de Norwich (Angleterre) développé dans cette étude	98
FIGURE 4.10 : Variation du rendement en dépollution en fonction du temps de rétention τ pour différentes valeurs du taux de recyclage des boues β	102
FIGURE 4.11A: Biomasse banale pour un affluent constant obtenue avec le modèle SMONO	115
FIGURE 4.11B: Biomasse banale pour un affluent constant obtenue avec le modèle SBI	115
FIGURE 4.11C: Biomasse banale pour un affluent constant obtenue avec le modèle HYBRIDE	115
FIGURE 4.12A: Biomasse banale pour un affluent sinusoïdal obtenue avec le modèle SMONO	117
FIGURE 4.12B: Biomasse banale pour un affluent sinusoïdal obtenue avec le modèle SBI	117
FIGURE 4.12C: Biomasse banale pour un affluent sinusoïdal obtenue avec le modèle HYBRIDE	117
FIGURE 4.13A: Biomasse banale pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle SMONO	119

	<u>pages</u>
FIGURE 4.13B: Biomasse banale pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle SBI	119
FIGURE 4.13C: Biomasse banale pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle HYBRIDE	119
FIGURE 4.14A: Biomasse banale pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle SMONO	121
FIGURE 4.14B: Biomasse banale pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle SBI	121
FIGURE 4.14C: Biomasse banale pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle HYBRIDE	121
FIGURE 4.15A: Concentration en substrat azoté pour un affluent constant obtenue avec le modèle SMONO	123
FIGURE 4.15B: Concentration en substrat azoté pour un affluent constant obtenue avec le modèle SBI	123
FIGURE 4.15C: Concentration en substrat azoté pour un affluent constant obtenue avec le modèle HYBRIDE	123
FIGURE 4.16A: Concentration en substrat azoté pour un affluent sinusoidal obtenue avec le modèle SMONO	125
FIGURE 4.16B: Concentration en substrat azoté pour un affluent sinusoidal obtenue avec le modèle SBI	125
FIGURE 4.16C: Concentration en substrat azoté pour un affluent sinusoidal obtenue avec le modèle HYBRIDE	125
FIGURE 4.17A: Concentration en substrat azoté pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle SMONO	127
FIGURE 4.17B: Concentration en substrat azoté pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle SBI	127
FIGURE 4.17C: Concentration en substrat azoté pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle HYBRIDE	127
FIGURE 4.18A: Concentration en substrat azoté pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle SMONO	128
FIGURE 4.18B: Concentration en substrat azoté pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle SBI	128
FIGURE 4.18C: Concentration en substrat azoté pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle HYBRIDE	128

	<u>pages</u>
FIGURE 4.19A: Concentration en oxygène dissous pour un affluent constant obtenue avec le modèle SMONO	130
FIGURE 4.19B: Concentration en oxygène dissous pour un affluent constant obtenue avec le modèle SBI	130
FIGURE 4.19C: Concentration en oxygène dissous pour un affluent constant obtenue avec le modèle HYBRIDE	130
FIGURE 4.20A: Concentration en oxygène dissous pour un affluent sinusoïdal obtenue avec le modèle SMONO	133
FIGURE 4.20B: Concentration en oxygène dissous pour un affluent sinusoïdal obtenue avec le modèle SBI	133
FIGURE 4.20C: Concentration en oxygène dissous pour un affluent sinusoïdal obtenue avec le modèle HYBRIDE	133
FIGURE 4.21A: Concentration en oxygène dissous pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle SMONO	134
FIGURE 4.21B: Concentration en oxygène dissous pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle SBI	134
FIGURE 4.21C: Concentration en oxygène dissous pour un choc quantitatif obtenue avec le modèle HYBRIDE	134
FIGURE 4.22A: Concentration en oxygène dissous pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle SMONO	135
FIGURE 4.22B: Concentration en oxygène dissous pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle SBI	135
FIGURE 4.22C: Concentration en oxygène dissous pour un choc hydraulique obtenue avec le modèle HYBRIDE	135
FIGURE 5.1 : Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un affluent constant	147
FIGURE 5.2 : Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un affluent sinusoïdal	147
FIGURE 5.3 : Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un choc quantitatif pur	149
FIGURE 5.4 : Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un choc hydraulique	149

	<u>pages</u>
FIGURE 5.5 : Hauteur du lit des boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un affluent constant	152
FIGURE 5.6 : Hauteur du lit des boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un affluent sinusoïdal	152
FIGURE 5.7 : Hauteur du lit des boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un choc quantitatif pur	154
FIGURE 5.8 : Hauteur du lit des boues obtenue de modèle SBI avec et sans contrôle de procédé et pour un choc hydraulique	154

INTRODUCTION

En comparaison avec l'industrie chimique classique, l'automatisation des usines de traitement des eaux usées se développe lentement. Pour expliquer ce fait, on note :

1) L'instrumentation pour la prise des mesures en temps réel reste à améliorer et plusieurs variables telle la concentration de biomasse active dans le réacteur demeurent non-mesurables.

2) Au point de vue économique, puisque le procédé n'est pas productif au même titre que les industries chimiques conventionnelles, on ne peut compter sur l'augmentation des profits pour canaliser des investissements nouveaux. Le facteur incitatif, l'efficacité de traitement est plus écologique qu'économique (Couillard, 1983; 1982).

Cependant, l'augmentation continue des coûts d'énergie et de main-d'oeuvre, le resserrement des normes de pollution et la standardisation des micro-processeurs contribuent à la multiplication des activités de recherche dans ce domaine. Une avenue intéressante est d'identifier une formulation mathématique capable de représenter en tout temps l'état du procédé. L'ensemble des équations et le cheminement conceptuel menant à sa formulation constituent un modèle mathématique. Dans notre étude, le modèle idéal sera l'ensemble des équations qui représente le comportement physique et bactériologique d'une usine à boues activées, celle de Norwich (Angleterre), dont les caractéristiques sont extraites de la littérature.

Puisque le modèle permet l'estimation en temps réel des

variables d'état du système, il sera possible de développer puis d'évaluer une stratégie originale de contrôle du procédé. Cette stratégie sera articulée autour de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur et de la hauteur du lit des boues dans le décanteur secondaire. Essentiellement, la stratégie vise à une bonne qualité de l'effluent et ce, quelles que soient les perturbations enregistrées dans les intrants de l'usine. Une comparaison des réponses du procédé avec et sans stratégie de contrôle est effectuée sur l'ensemble des variables d'état représenté par les trois modèles développés.

Le but visé dans cette démarche est :

- 1- Identifier parmi un ensemble de formulations, celles représentant le mieux le procédé réel pour un éventail donné de conditions d'opération.
- 2- Elaborer une stratégie permettant d'améliorer les performances économiques et écologiques du procédé.
- 3- Combler, par modélisation, le vide créé par le manque de mesures en continu de l'ensemble des variables du procédé de manière à assurer un suivi des performances.

CHAPITRE 1

REVUE BIBLIOGRAPHIQUE

1.1 LES MODELES BIOLOGIQUES

Les dépenses entraînées pour mesurer de façon exhaustive les divers paramètres du procédé à boues activées sont très élevées. De plus l'instrumentation n'est pas encore capable de permettre des relevés en continu (Couillard, 1985b). Aussi, on a depuis longtemps réalisé l'importance de représenter le comportement des bactéries dans le procédé par des modèles mathématiques qui décrivent les paramètres critiques à contrôler. Une fois calibré, le modèle s'avère un outil précieux pour déterminer les performances du procédé dans une situation d'opération donnée.

La plupart des modèles de croissance utilisés pour décrire le comportement des microflores banale et nitrifiante dans une usine à boues activées sont de simples transpositions de modèles développés en culture pure (Couillard, 1985b; Tyagi et al., 1986). Ils s'attardent à décrire, le plus fidèlement possible, les quatre phases de croissance en fonction du temps. (Voir figure 1.1).

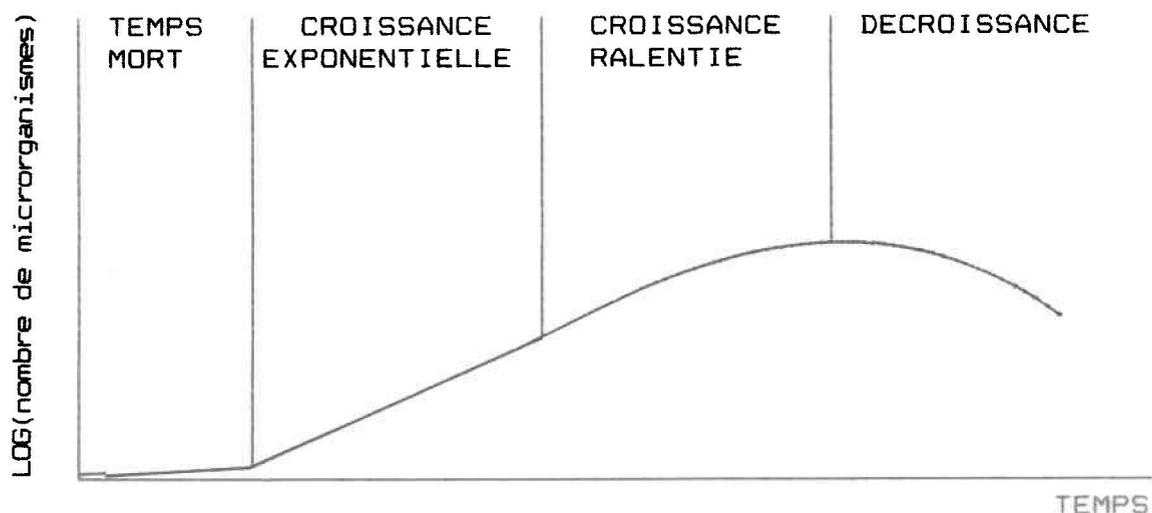


Figure 1.1: Courbe de croissance de la biomasse dans un réacteur biologique.

1.1.1 Le modèle de Monod

De façon comparable à la loi de Michaelis-Menton relative aux réacteurs, Monod (1950; 1949) a proposé un modèle empirique dont la forme est analogue aux modèles décrivant les réactions enzymatiques (voir équation (1.1)). Le modèle de Monod est compatible avec l'hypothèse d'une croissance bactérienne contrôlée par la vitesse d'assimilation du substrat principal. On admet que, dans ce modèle, l'élément cinétique limitant est une réaction enzymatique d'utilisation du substrat.

$$\mu = \frac{\mu_0 \cdot S}{K_{ss} + S} \quad (1.1)$$

où S = concentration en substrat
 μ_0 = coefficient de croissance spécifique
 μ = taux de croissance des microorganismes
 K_{ss} = concentration-seuil de substrat

On s'est vite rendu compte que ce modèle, s'il décrit bien la phase exponentielle et le début de la phase de ralentissement, ne considère pas le temps nécessaire à l'acclimatation de la biomasse et la décroissance due à la mort de cellules (Couillard, 1985c)

Afin d'améliorer la représentativité du modèle de Monod en phase de déclin, Herbert (1961) a ajouté à l'expression de Monod un coefficient d'auto-consommation de la biomasse, b , pour satisfaire les besoins énergétiques de maintenance de cette biomasse en période de raréfaction du substrat. Ce modèle présente l'avantage de décrire l'ensemble de la courbe de croissance à l'aide d'une seule équation.

1.1.2 Les modèles structurés

Les modèles de Monod et Herbert sont à l'origine de ceux rencontrés aujourd'hui pour décrire le procédé à boues activées. Selon la complexité du modèle, on peut retrouver une ou plusieurs équations qui décrivent le comportement du substrat ou de la microflore. Dans cet ordre d'idée, on a cherché à améliorer la représentation de la courbe de croissance en tenant compte du temps écoulé avant la prise du substrat par les microorganismes. Pour ce faire, Busby (1973), Stenstrom (1975) et plus récemment

Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) ainsi que Jorgensen et Gromiec (1986) ont adopté une structure de biomasse qui inclut une portion de substrat mis en réserve.

D'autres auteurs, dont Blackwell (1971), ont souligné l'importance de distinguer deux sortes de substrats: une partie particulière lentement biodégradable et une partie soluble rapidement assimilable; c'est la théorie des bi-substrats. Une version légèrement différente propose la division du substrat en une partie métabolisable et une non-métabolisable, mais la première version est d'usage plus courant. Cette théorie vise à expliquer le maintien de la demande en oxygène après avoir coupé l'affluent frais. Blackwell (1971) ajoute finalement une partie inerte cumulative, résultant de la mort des cellules actives. Ce développement fait généralement partie de modèles dynamiques plus élaborés.

Les travaux de McKinney (1962) ont porté sur la régénération des résidus de la respiration endogène originant de l'accumulation de la biomasse inerte. On désigne souvent ce mécanisme sous l'appellation "relargage". Les substances ainsi relarguées peuvent être à nouveau métabolisées par la microflore vivante et constituent ainsi une source substantielle de substrat. La vitesse de relargage du substrat est proportionnelle au taux de mortalité des cellules ou à la quantité de cellules mortes. Grady et Roper (1974) ont poursuivi les travaux de

McKinney (1962) et Blackwell (1971) pour expliquer le phénomène de décroissance. Ces auteurs ont considéré que le nombre de microorganismes inactivés évolue en fonction de la mort des organismes viables, du déclin qu'inclut la lyse des cellules, de la consommation de la réserve et de la prédation. Deux équations différentielles représentant le comportement des cellules viables et non-viables ont été établies.

1.1.3 Les modèles d'origines diverses

Nisbet et al. (1983) ont étudié un système proie-prédateur qui s'est avéré avoir un effet stabilisateur sur la population microbienne à faible dilution. Ces auteurs font l'hypothèse que le taux de croissance spécifique des proies et des prédateurs (protozoaires) a une dépendance hyperbolique avec la concentration du substrat organique et le nombre de proies. De plus, ils ajoutent un mécanisme de respiration endogène intra-spécifique. Les expressions de vitesse sont exprimées par le formalisme de Monod.

Eckenfelder (1966; 1970) ainsi que Eckenfelder et Tischler (1968) ont été très actifs dans l'utilisation de modèles empruntés à la cinétique chimique pour décrire la croissance microbienne. Le modèle d'ordre zéro vis-à-vis la concentration en substrat, bien qu'applicable à certaines boues de stations urbaines acclimatées, ne peut représenter que la portion de la courbe en phase initiale c'est-à-dire avant que la concentration

en substrat s'épuise. De plus, ces observations ont été réalisées sur des substrats purs et l'application du modèle doit être limitée à ce cas particulier. Le modèle du premier ordre doit être lui aussi considéré comme un cas particulier du modèle de Monod (Tyagi et al., 1986). Dépendamment des simplifications que l'on fait, le modèle représente tantôt la partie initiale et tantôt la partie de décroissance de la courbe d'évolution de la biomasse, mais en aucun temps il ne représente la courbe au complet. Le modèle du deuxième ordre représente cependant mieux la cinétique de croissance dans son ensemble, mais comme le modèle du premier ordre, il se montre faible dans la description de la phase de déclin.

Tyagi et al. (1986) ajoutent au modèle de Monod un terme tenant compte de l'inhibition de la croissance bactérienne induite par la présence de métaux toxiques dans l'affluent. Deux constantes d'inhibition métallique, caractéristiques d'une eau usée particulière constituent, avec le formalisme de Monod, l'essentiel du modèle. Compte tenu du ralentissement de la croissance bactérienne dans le réacteur en présence de métaux, les auteurs proposent une augmentation du débit recyclé ou une augmentation du temps de rétention pour maintenir un effluent de qualité.

1.2 LES MODELES DE NITRIFICATION

La nitrification est un processus important à considérer lorsqu'on parle de boues activées. En effet, les composés azotés exercent une demande en oxygène significative et contribuent à accélérer l'eutrophisation en milieu naturel. Pour contrer ce phénomène, on convertit l'azote ammoniacal en azote nitreux, puis nitrique par nitrification. Une étape postérieure de dénitrification est souvent nécessaire pour reconverter les nitrates en azotes gazeux ; cette étape n'est toutefois pas considérée dans nos travaux. La transformation successive (nitrification-dénitrification) est accomplie par des organismes autotrophes, puis hétérotrophes. En dépit du fait que plus d'une centaine d'espèces peuvent intervenir, il est probable que seuls les organismes autotrophes tels Nitrosomonas et Nitrobacter agissent significativement (Grady et Lim, 1980). Les Nitrosomonas oxydent l'ammoniaque en nitrite au travers d'un processus réactionnel complexe et les Nitrobacter oxydent les nitrites en nitrates en une seule étape. Parce que ces organismes sont autotrophes, la quantité de matière organique utilisée pour leur croissance est négligeable dans la stoechiométrie de la réaction.

Roques (1979) passe en revue l'ensemble des modèles de nitrification en commençant par une simple transposition aux phénomènes de nitrification d'un modèle du premier ordre utilisé pour décrire la demande d'oxygène durant la phase d'oxydation du

substrat azoté. Le modèle apparaît comme étant peu réaliste puisqu'il dépend de données expérimentales difficiles à obtenir et qu'il présente la nitrification comme indépendante du processus d'oxydation des matières organiques.

Robertson (1923), Miyake (1916) ainsi que Wezernak et Gannon (1968) ont appliqué à la nitrification un modèle du deuxième ordre basé sur l'hypothèse que la vitesse d'apparition du produit oxydé (S_{NO_2} et S_{NO_3}) est proportionnelle à la concentration en biomasse nitrifiante X_N et à la concentration en substrat réduit (S_{NH_4} et S_{NO_2}). De plus, la densité de la biomasse produite est supposée être proportionnelle à la quantité de produit oxydé formé. Les modèles proposés comportent cependant des lacunes; celui de Miyake (1916), par exemple, néglige l'influence de la concentration en substrat et comme le modèle de Werzenak et Gannon (1968), il ne permet pas de relier la phase de nitrification à la phase de respiration endogène de la microflore banale.

Ces lacunes sont relevées dans les modèles de type Monod qui, bien qu'incapables de prédire un temps mort dans le processus de croissance bactérienne, sont largement utilisés. La plupart supposent d'ailleurs que ce retard à la croissance, dû au changement de concentration en substrat azoté, n'est pas significatif en nitrification (Busby et Andrews, 1975). En comparant les taux de croissance spécifiques des microflores

hétérotrophe et nitrifiante, on constate que la cinétique de nitrification apparaît comme d'un ordre de grandeur inférieur à l'oxydation des matières organiques. Aussi, le processus n'apparaît que dans les réactions où le taux de croissance de la microflore banale est faible ou que l'âge des boues est inférieure à quatre jours.

Parmi les modèles de nitrification qui utilisent le formalisme de Monod, on note celui de Busby et Andrews (1975) qui consiste en un bilan de masse sur les bactéries nitrifiantes de même que sur l'ammoniaque, les nitrites et les nitrates. Le modèle développé par Ekama et Marais (1979) repose sur l'hypothèse de Downing et al. (1964) selon lequel le comportement des Nitrosomonas gouverne le processus de nitrification. Le comportement dynamique de l'ensemble de la biomasse nitrifiante est donc considéré globalement, et non le comportement individuel des espèces impliquées.

Finalement Roques (1979) utilise une cinétique de croissance étudiée par Prince (1977) et qui suppose que chacune des deux étapes de la nitrification puisse avoir sa propre vitesse d'évolution.

1.3 MODELES DE DECANTEURS SECONDAIRES

La réussite des opérations d'une usine à boues activées dépend, en grande partie, de l'efficacité de séparation des matières en suspension du reste des eaux provenant du bassin d'aération. Les critères de performance exigent que la clarification soit suffisante pour répondre aux normes de rejets des effluents et que l'épaississement des boues assure le maintien d'une biomasse vigoureuse dans le bassin d'aération. Ces deux opérations, clarification et épaississement, constituent l'essentiel du procédé de décantation (James, 1984).

Depuis une quinzaine d'années, la théorie des flux limitants, établie d'abord par Kynch (1952) puis par Dick (1970) constitue la pierre angulaire de la plupart des modèles de décantation. En effet, Kynch (1952) a établi son modèle sur l'hypothèse que les concentrations dans une couche sédimentée diffusent du bas vers le haut au travers du décanteur. Il suppose que la vitesse de sédimentation d'une couche est fonction de la concentration en particules dans cette couche. Fondamentalement, la théorie de Kynch prédit une discontinuité dans le gradient de concentrations due à la propagation d'une couche donnée.

Talmage et Fitch (1955) ont formulé la théorie de Kynch comme base de leur modèle de décantation. Les travaux subséquents de Tracy (1973), travaillant avec des boues composées de résidus de fer viennent confirmer les formulations de Talmage et Fitch

(1955) en notant qu'effectivement, la théorie des flux pouvait prédire, dans la plupart, des cas le comportement dynamique d'un épaisseur. Tracy (1973) observe aussi, dans certaines conditions, une déviation significative entre les résultats prédits et obtenus à cause du phénomène de la compression des boues. On déduit donc que le domaine d'applicabilité d'un tel modèle est vaste à condition de ne pas surcharger le décanteur pour une période prolongée.

1.3.1 La théorie des flux

L'analyse du flux massique considère l'écoulement des solides au travers des diverses sections du décanteur et caractérise le flux total comme la somme d'une composante gravitationnelle et d'une autre induite par soutirage des boues à la base du réservoir.

$$G_T = G_g + G_s$$

où G_T = transfert de matière total
 G_g = transfert de matière induit par la gravité
 G_s = transfert de matière induit par le soutirage des boues

Pour la variable G_s , on a négligé le contre-courant ascensionnel en ignorant les pertes de solides dans l'effluent à la surface du décanteur. Le bilan réalisé sur un décanteur est présenté schématiquement à la figure 1.2.

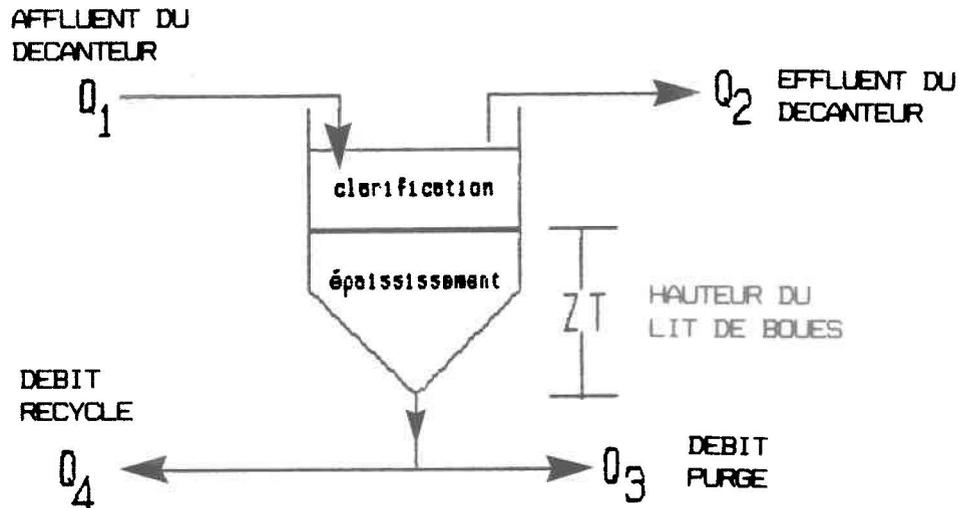


Figure 1.2: Représentation schématique d'un décanteur secondaire.

Bryant (1972) fut un des premiers à établir un modèle dynamique basé sur les travaux de Talmage et Fitch (1955). Ce modèle permet de prédire la hauteur du lit de boues, la concentration de l'effluent (grâce à l'équation empirique de Pflanz, 1969) et la concentration des boues recyclées ou purgées. Les concentrations au fond du réservoir sont obtenues à partir d'un bilan massique autour d'un élément de volume du décanteur.

Comme cela a été noté précédemment, les travaux de Bryant (1972) ont été repris par Tracy (1973). Cet auteur impose comme contrainte que la valeur maximale de concentration est égale ou

inférieure à la concentration limite du lit de boue. Cette concentration limite est calculée par différentiation d'une équation empirique qui décrit le flux total de solides. Une augmentation ou une diminution de la masse totale de boue dans le décanteur affecte la hauteur du lit. De plus, la zone de compression est considérée comme étant de hauteur fixe. On verra au chapitre 2 que Busby (1973) utilise la même approche.

James (1984) a repris, lui aussi, l'essentiel de la théorie de Kynch avec la différence cependant qu'il considère que le procédé d'épaississement contrôle l'efficacité totale du décanteur. La plus importante limitation de son modèle est qu'il suppose une vitesse de décantation et une concentration uniformes dans tout le décanteur. Etant donné ces simplifications importantes, le modèle doit être considéré comme une approximation des phénomènes réels.

Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) ont paré à l'imprécision du modèle de James (1984) en discrétisant les zones du décanteur en couches d'épaisseurs et de concentrations variables en fonction du temps. Ils considèrent le comportement distinct des substrats dissous et particulaire en leur imputant des équations de vitesse distinctes. Le substrat dissous est représenté à partir d'un bilan massique tandis que la théorie des flux régit le comportement du substrat particulaire. Ce modèle s'apparente au modèle de Busby (1973).

Certains auteurs comme Beck (1984) ont utilisé un modèle statique. Le principal avantage de cette approche, en comparaison au modèle dynamique, est d'inclure une expression représentant approximativement l'effet de gonflement des boues sur la concentration des boues soutirée et recyclée.

Finalement, Masui et al. (1981) ont établi leur modèle sur la base que 40 à 70 % du carbone organique rejeté à l'effluent est causé par une perte de boues par le trop-plein. Les causes principales de ce phénomène sont reliées à l'hydraulique du réservoir lui-même. Aussi pour bien décrire la dynamique, les auteurs divisent le décanteur en colonnes à l'intérieur desquelles les boues sont transportées et sédimentent puis, arrivées à l'extrémité, il y a dispersion et le processus recommence.

1.4. LE CONTROLE DE PROCEDE

Une techniques courantes pour obtenir des critères de performance satisfaisants en traitement des eaux est le surdimensionnement des équipements (Speirs, 1987). Les coûts énergétiques et économiques obligent à envisager des solutions plus réalistes.

Des stratégies manuelles de contrôle sont appliquées depuis des années en traitement des eaux (Busby et Andrews, 1975). Dans les années trente aux Etats-Unis, on contrôlait la fraction recyclée des boues en fonction des solides entrant dans l'aérateur. L'objectif était d'accroître les solides sous aération à mesure que la charge augmentait.

Aujourd'hui, l'automatisation remplace l'homme dans les boucles de contrôle. Ces systèmes impliquent une instrumentation adéquate pour alimenter en signaux le contrôleur. Celui-ci analyse ces signaux et transmet une action électrique, pneumatique ou mécanique par l'intermédiaire d'un convertisseur analogique/digital (A/D).

Deux éléments de contrôle constituent la base des boucles utilisées dans cet ouvrage: le contrôleur à contre-réaction (CCR) et le contrôleur à réaction positive (CRP). Le principe du CCR est d'utiliser l'information sur le comportement de l'extrait de manière à stabiliser les effets de

perturbations dues à une variable non-mesurée agissant sur le procédé. Pour le CRP, les informations concernant les perturbations sont relayées au contrôleur qui les filtre avant qu'ils n'atteignent la sortie. Dans un cas comme dans l'autre, la qualité du processus de contrôle dépend :

1- De l'identification des variables les plus significatives du procédé soient les matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte, la température de l'eau, l'indice du volume des boues, l'oxygène dissous dans le réacteur et le débit purgé.

2- De la qualité de l'instrumentation de mesure utilisée et de la disponibilité des variables utilisées. Dans le cas où seule l'observation qualitative peut représenter l'état d'une variable, on fera appel à des règles de contrôle linguistiques.

Busby (1973) a été un des premiers à reconnaître l'importance d'un procédé bien contrôlé. Il démontre l'utilité d'une stratégie de contrôle en utilisant un modèle dynamique tel que décrit précédemment. Il fait varier le recyclage des boues, la distribution de l'affluent dans le réacteur et la purge des boues du décanteur secondaire pour stabiliser le procédé (ces variables sont les variables manipulées). Les variables contrôlées sont la hauteur du lit de boue dans le décanteur de même que la qualité de l'effluent rejeté par ce dernier. La consommation d'oxygène par les microorganismes est également utilisée à la fois comme indicateur de performance lors de chocs organiques ou hydrauliques et comme base de nouvelles stratégies de contrôle. L'éventail des stratégies est vérifié sur des boues de décantabilités différentes.

Brett et al. (1973) ont travaillé à l'implantation d'une stratégie de contrôle à boucles CRP. Inspirés des travaux de Westberg (1967), ils utilisent comme base conceptuelle son modèle dynamique. Le décanteur est considéré comme un réservoir bien mélangé où la séparation s'effectue instantanément. Le modèle biologique qui décrit le comportement du substrat et de la biomasse utilise quatre représentations différentes du processus de croissance bactérienne. Quant au contrôleur, il mesure les fluctuations du substrat à l'entrée afin de minimiser leurs effets sur la qualité de l'effluent. La dynamique du décanteur étant ignorée, les résultats obtenus peuvent être sujets à caution.

Lech et al. (1978a; 1978b) ont développé dans un premier temps, un modèle dynamique simplifié des décanteurs primaire et secondaire et du bassin d'aération. Ils utilisent une technique d'approximation pour trouver les gains et les constantes de temps des fonctions de transfert décrivant le procédé. Par la suite, ils étudient quatre stratégies de contrôle: CCR et CRP à boucles simples et à boucles multiples. Les meilleurs résultats sont obtenus avec le CRP à boucles multiples. Les variables contrôlées sont la concentration en substrat, la concentration des matières en suspension dans la liqueur mixte de même que les matières en suspension dans le décanteur. Les variables manipulées sont les débits recyclé et purgé de boues et les variables mesurées sont

la concentration et le débit de substrat organique dans l'affluent. Ils concluent que le choix des variables contrôlées et mesurées est influencé par la réponse dynamique du décanteur secondaire et que le degré de contrôle qu'on peut exercer est limité par la capacité de mesurer les variables d'état. Ils ont aussi proposé l'ajout d'un bassin d'équilibre pour l'entreposage des boues et l'amélioration des performances.

Yeung et al. (1980) ont suivi les performances d'un contrôleur périodique optimisé. Les variables manipulées sont le débit recyclé des boues et la distribution de l'affluent dans le réacteur. Deux critères de performance sont examinés pour l'optimisation: la minimisation de la concentration moyenne de l'effluent en fonction du temps et du débit et la variabilité de ce paramètre par rapport à la moyenne. Les résultats ont démontré une nette amélioration de la variabilité par rapport à un CRP traditionnel. Le grand désavantage reste le temps nécessaire à trouver la forme optimisée du contrôleur.

Stehfest (1985) a repris les travaux de Yeung et al. (1980) combinés à un modèle dynamique simplifié qui comporte un contrôleur en boucle ouverte et une procédure d'optimisation convergeant rapidement. Son modèle biologique ne discrétise pas la biomasse en fractions active et inactive et ne fait pas mention du phénomène de nitrification. Optimisé, le modèle conduit donc à des paramètres irréalistes. Néanmoins, la

stratégie a permis d'obtenir une amélioration substantielle de la qualité de l'effluent.

Masui et al. (1981) ont déterminé une stratégie définissant la quantité de boues à purger et à recycler de manière à stabiliser la concentration des matières en suspension dans la liqueur mixte. Le modèle dynamique utilise des notions de diffusion et s'avère peu approprié pour déterminer l'état exact du procédé puisqu'il ne comporte pas d'équations décrivant l'évolution de la biomasse. Des simulations ont été réalisées sur une usine réelle et les résultats sont satisfaisants.

Miura (1981) a établi une stratégie de contrôle utilisant la quantité totale de boues dans le bassin et dans le décanteur comme variables de contrôle pour manipuler les débits de boues purgées et recyclées. Les deux contrôleurs examinés sont de type CCR et les valeurs opérationnelles des variables d'état (c'est-à-dire les points de consigne) sont fixées par l'expérience. Les contrôleurs ont été efficaces pour maintenir une quantité de boues déterminée dans le décanteur et donc pour stabiliser le système après une épisode de pluie. La lacune principale est qu'on ignore la qualité de l'affluent et donc la quantité préalablement fixée pour stabiliser le système.

Certains auteurs présentent des méthodologies de contrôle extrêmement simplifiées. Holmberg et Forsström (1984) ont basé

leur stratégie sur un modèle dynamique très simple ne comportant qu'une seule équation décrivant l'évolution de la biomasse ainsi que deux équations empiriques représentant le comportement du décanteur secondaire. Si la mesure expérimentale des matières en suspension est disponible, l'algorithme de contrôle manipule les débits purgé et recyclé. Les auteurs ont montré que le débit recyclé n'exerçait que peu d'influence sur le procédé, aussi, un recyclage constant fut retenu. A cause de certaines simplifications, le modèle n'admet pas de changement de concentration en substrat et, par le fait même, limite l'application à des systèmes opérant en régime stationnaire.

Heddle et Russel (1984) proposent une méthode de contrôle pouvant s'implanter sur calculateur programmable. Les équations de contrôle sont basées sur des bilans massiques établis autour du réacteur et du décanteur. La stratégie vise à maintenir un rapport F/M constant. Les bilans étant reliés au dimensionnement de l'équipement, le modèle est limité au cas étudié.

Marsili-Libelli et al. (1985) utilisent le contrôleur auto-réglé développé par Cameron et Seborg (1983) pour contrôler l'oxygène dissous. Ces travaux sont particulièrement applicables là où les intrants sont variables dans le temps; aussi, ils sont davantage utilisés en temps réel qu'avec un modèle statique. L'équation d'erreur suppose que la variation de la consommation en oxygène (OUR) est négligeable et que les paramètres du

contrôleur sont estimés par la méthodes des moindres carrés. Deux types de contrôleurs sont proposés soit un contrôleur à "variance minimale intégrale (MVI)" et un contrôleur auto-réglé proportionnel-différentiel et intégral (PID). Ce dernier est préférable parce qu'il s'est avéré plus robuste.

Holmberg (1981; 1982) a estimé la consommation en oxygène par les microorganismes (OUR) et le coefficient global de transfert d'oxygène (K_{LA}) dans l'aérateur pour une usine à boues activées. La méthode retenue utilise une expression linéarisée de K_{LA} en fonction du débit d'air. L'équation discrétisée de contrôle est présentée comme résultat final. Utilisée avec un contrôleur proportionnel et intégral, l'application est efficace pour toutes les conditions d'affluent à l'usine de Suomenoja (Finlande).

Sékine et al. (1985) utilisent la nitrification comme index pour contrôler le temps de rétention des boues et l'oxygène dissous dans le réacteur. En effet, la sensibilité du processus de nitrification à la concentration en oxygène en fait un bon indicateur des changements à apporter pour assurer une bonne nitrification. Le contrôleur est de type CCR-proportionnel pour chacune des deux variables manipulées. On doit fixer le point de consigne de l'oxygène dissous par l'expérience. A l'usage, ils ont constaté une stabilisation des critères de qualité de

l'effluent et une demande en énergie diminuée pour les soufflantes.

Finalement, un tout différent type de contrôleur est proposé par Beck et al. (1978) et Tong et al. (1980) reposant sur les prémisses qu'un niveau de contrôle supérieur est nécessaire pour fixer les points de référence. Ces auteurs suggèrent d'utiliser un ensemble de règles écrites agissant sur le point de consigne de l'oxygène dissous et les débits purgé et recyclé. Le contrôleur comprend vingt-trois règles basées sur l'expérience d'un opérateur et pouvant être superposées à l'emploi d'un contrôleur traditionnel (CCR ou CRP) afin d'améliorer les performances et prévenir les défaillances du procédé. Les règles sont regroupées en sous-ensembles qui s'adressent soit au gonflement des boues, à la concentration d'azote ammoniacal ou à la quantité de matières en suspension dans l'effluent. Le chapitre 3 discutera plus à fond de ce contrôleur.

CHAPITRE 2

DEVELOPPEMENT DES MODELES

Ce chapitre est consacré à la description mathématique des composantes principales du procédé à boues activées: le réacteur biologique et le décanteur secondaire. Les modèles examinés simulent les conditions d'opération typiques d'une usine: opération en régime continu, chocs organique et hydraulique et affluent sinusoïdal. Pour ce faire, chaque modèle est composé d'équations différentielles décrivant le comportement des substrats organique et azoté et des biomasses banale et nitrifiante de même que le profil de l'oxygène dissous.

Trois modèles de bassin d'aération avec la partie de nitrification correspondante sont considérés dans ce chapitre:

1- Un modèle structuré mono-substrat (désigné dans nos travaux sous l'appellation SMONO) inspiré des travaux de Busby (1973), Busby et Andrews (1975), Poduska et Andrews (1975), Stenstrom (1975), Stenstrom et Andrews (1979), Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) de même que Clifft et Andrews (1981).

2- Un modèle structuré bi-substrats (désigné dans nos travaux sous l'appellation SBI) inspiré des travaux de Ekama et Marais (1979), Alexander et al. (1980) et Dold et al. (1980).

3- Un modèle hybride mono-substrat (désigné dans nos travaux sous l'appellation HYBRIDE) inspiré des travaux de Sinclair et Topiwala (1970), Grady et Roper (1974), de Prince (1977) et de Roques (1979).

2.1 LES BILANS DE MATIERE

Quelques hypothèses faites sur le réacteur viennent simplifier la formulation des modèles biologiques examinés:

1. Toutes les réactions biochimiques se produisent dans le bassin d'aération.
2. Le comportement du bassin d'aération est représenté par un réacteur bien mélangé avec recirculation des boues.
3. Le processus de dénitrification est ignoré; seul le phénomène de nitrification est considéré.
4. Il n'y a pas de ré-aération à la surface du réacteur.

A cause de la deuxième hypothèse, la dynamique des variables d'état est décrite par un ensemble d'équations différentielles ordinaires non-linéaires :

$$dx/dt = f [x(t) , u(t) , \alpha(t)] \quad (2.1)$$

où x = vecteur des variables d'état
 u = vecteur des variables d'entrée
 α = vecteur des variables à contrôler
 f = fonction non-linéaire
 dx/dt = différentiation de x par rapport au temps

En faisant un bilan de matière autour du réacteur, on trouve les équations de conversion qui représentent le système dynamique à modéliser. La figure 2.1 schématise le procédé. Du bilan de matière on tire:

$$\text{Accumulation} = \text{Intrant} - \text{Extrant} \pm \text{Conversion}$$

où Intrant = somme de l'affluent et du débit recyclé.
Extrant = quantité dirigée vers le décanteur secondaire.

La conversion est représentée par l'équation 2.1 adaptée à une variable d'état, la concentration en biomasse X .

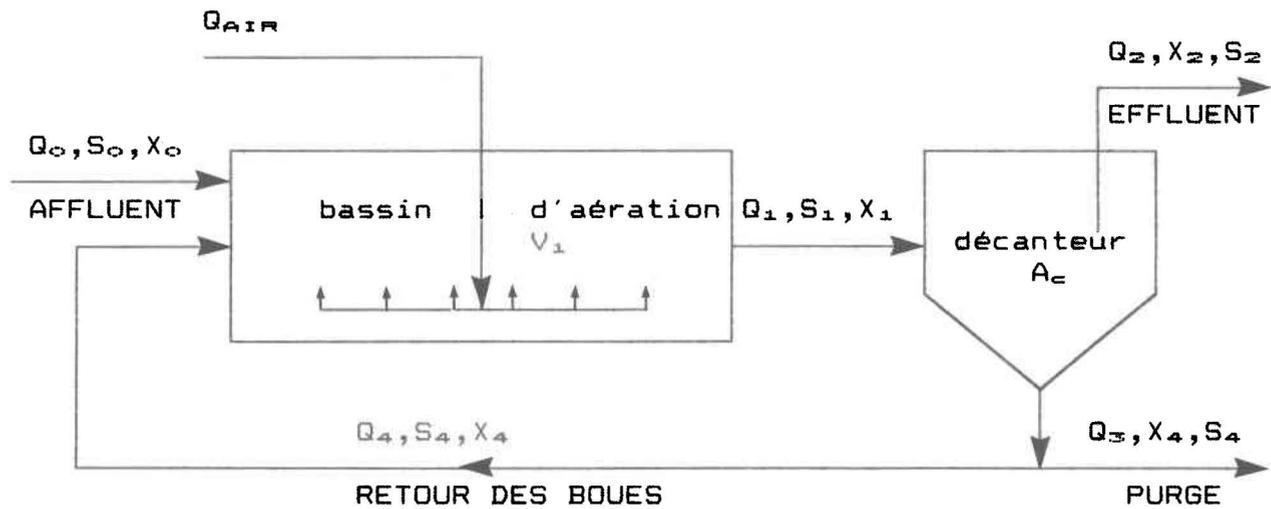


Figure 2.1: Schéma du procédé à boues activées.

Les symboles utilisés à la figure 2.1 sont:

X_1	= concentration de la biomasse totale	[=] mg/l
S_1	= concentration du substrat organique	[=] mg/l
Q_1	= débit volumétrique de liquide	[=] m ³ /h
Q_{AIR}	= débit volumétrique d'air	[=] m ³ /h
V_1	= volume du bassin d'aération	[=] m ³
A_c	= surface de décantation totale	[=] m ²

Une fois élaboré, le bilan autour du réacteur nous permet de trouver l'équation générale suivante:

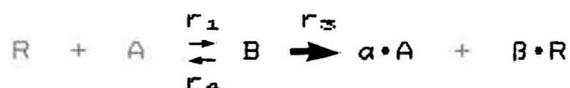
$$dX/dt = Q_0 \cdot X_0 + Q_4 \cdot X_4 - Q_1 \cdot X_1 \pm \text{Conversion}$$

On notera que toutes les variables d'état des modèles sont exprimées en équivalent oxygène. Ainsi, les modèles SBI et HYBRIDE s'expriment en demande chimique d'oxygène (DCO) tandis que le modèle SMONO utilise la demande biologique d'oxygène (DBO₅).

2.2. DEFINITION DES PROCESSUS DE BASE

La revue bibliographique a signalé qu'un bon modèle doit décrire les quatre phases de croissance bactérienne. Le formalisme de Monod employé seul, n'arrive à décrire que les phases de croissance exponentielle et de ralentissement. Cependant, avec les notions de substrats de réserve et de substrat particulière, on réussit à représenter l'ensemble du phénomène. Dans ce contexte, la croissance microbienne est d'avantage corrélée au substrat à l'intérieur du floc qu'au substrat extracellulaire tel que le propose la relation de Monod.

On reconnaît généralement (Roques, 1979) que la croissance bactérienne et l'assimilation du substrat se font en deux étapes différentes. Si on considère un microorganisme juste après la division cellulaire, il va successivement adsorber puis métaboliser le substrat. Deux nouvelles cellules sont finalement constituées. Chacune de ces trois étapes a sa cinétique propre et est caractérisée par deux types distincts de cultures bactériennes : les bactéries de type A correspondent à l'état initial juste après la division cellulaire (biomasse active) tandis que les bactéries de type B sont constituées par les réserves non-métabolisées (substrat de réserve). L'équation résultante est:



où R représente le substrat
A représente les bactéries de type A
B représente les bactéries de type B
 α, β sont des rapports stoechiométriques
 r_1 est la vitesse d'adsorption du substrat
 r_4 est la vitesse de désorption du substrat
 r_3 est la vitesse du métabolisme du substrat

Les expressions r_1 , r_3 et r_4 font l'objet de trois hypothèses (Roques, 1979) :

- 1) La vitesse de désorption $r_4 \approx 0$ est indépendante de la quantité de substrat en solution.
- 2) La vitesse de métabolisme et de division cellulaire r_3 est indépendante de la concentration en substrat limitant. En effet, r_3 dépend des processus métaboliques intracellulaires tels que la duplication de l'ADN.
- 3) r_1 contrôle la cinétique globale c'est-à-dire que la vitesse de désorption est très rapide.

Les trois modèles présentés dans nos travaux utilisent cette cinétique pour décrire le comportement de la biomasse banale dans le bassin d'aération. Les paragraphes qui suivent approfondissent les notions de métabolisme et d'adsorption par l'entremise du concept de solubilité du substrat.

2.2.1 Notions de substrats soluble et particulaire

Si les recherches passées ont négligé la fraction particulaire du substrat, on considère généralement que cette dernière constitue 72% de la demande chimique en oxygène (DCO) de l'affluent (Alexander et al., 1980). Cette considération améliore

de beaucoup la dynamique de croissance microbienne. Puisque le métabolisme du substrat particulaire est plus lent que celui du substrat soluble, un retard est introduit. De plus, Kurbiel (1969) a noté que l'utilisation d'oxygène est inversement proportionnelle au diamètre des particules. Des recherches similaires entreprises par Balmat (1957) démontrent que le taux de croissance des microorganismes peut passer du simple au quintuple avec la diminution de la taille des particules de substrat.

L'assimilation du substrat particulaire intervient après l'action enzymatique responsable du fractionnement des particules permettant leur solubilisation. Takahashi et al. (1969) ont suggéré que l'adsorption de particules réduisait l'activité métabolique pendant que le substrat organique est presque entièrement hydrolysé. Une fois dans le floc bactérien, le substrat organique est transformé en composés tels le glycogène ou le poly- β -hydroxybutyrate(PHB). Ces substances peuvent servir à la fois de sources d'énergie ou de sources de carbone. La cause principale de cette mise en réserve est l'action limitante qu'exercent l'azote et l'oxygène dans le réacteur.

La différence entre le taux d'utilisation de substrat et le taux d'utilisation d'oxygène est une façon simple d'observer le phénomène décrit plus haut. Porges et al. (1956) ont utilisé cette technique pour constater que la quantité mise en réserve

peut varier proportionnellement au rapport nutriments/microorganismes (F/M) jusqu'à une valeur limite au delà de laquelle aucune variation n'est signalée.

2.2.2 Le processus de nitrification

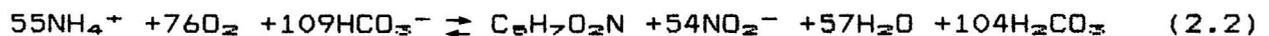
L'intérêt manifesté envers le processus de nitrification est relié à la part importante de la demande biologique d'oxygène (DBO_5) causée par les composés azotés. Dans certains cas, pour un effluent comportant 20 à 30 mg/l d'ammoniaque, on mesure une DBO_5 de 90 mg/l, soit environ trois fois plus que celle issue de la partie organique de l'effluent (Poduska et Andrews, 1975).

Downing et al. (1964) ont été parmi les premiers à développer des modèles de nitrification appliqués au procédé à boues activées. La conclusion de leurs travaux relie l'existence du processus de nitrification à certaines conditions d'opération: par exemple, la croissance de la microflore nitrifiante doit être supérieure aux pertes dans l'effluent et dans la purge du décanteur. De plus, la variabilité temporelle de l'affluent d'une usine rend les modèles statiques inaptes à bien représenter le degré de nitrification dans le bassin d'aération. Des recherches plus approfondies portant sur la cinétique impliquée, ont été nécessaires au développement des modèles dynamiques actuels. Pour simplifier les systèmes d'équations différentielles engendrés, plusieurs hypothèses sont posées (Poduska et Andrews, 1975) :

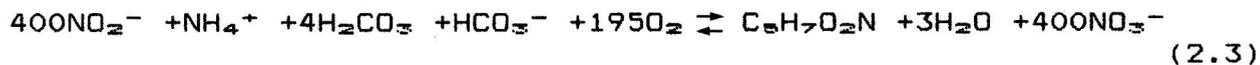
1. La présence de bactéries hétérotrophes n'affectent en rien la cinétique des bactéries nitrifiantes.
2. Le formalisme de Monod est utilisé pour représenter l'utilisation du substrat par les bactéries nitrifiantes.
3. Les coefficients de croissance de la biomasse demeurent constants durant la période d'opération considérée.
4. Il n'y a pas de changements majeurs quant à la composition des microflores banale et nitrifiante.
5. Il n'y a pas de mise en réserve de substrat azoté.
6. Les concentrations d'ammoniaque, de nitrates et de nitrites entrant et sortant du décanteur secondaire demeurent constantes.
7. Le taux de nitrification est indépendant des conditions de température et de concentration en oxygène dissous.
8. Il n'y a pas de production d'ammoniaque par la biomasse banale active.
9. On peut négliger la dégradation des bactéries nitrifiantes puisque leur masse est négligeable par rapport à la biomasse totale.

En utilisant des valeurs raisonnables du taux de conversion du substrat azoté en biomasse nitrifiante, Grady et Lim (1980) établissent les équations stoechiométriques théoriques pour la croissance de la biomasse nitrifiante:

Pour la croissance de Nitrosomonas on a :



Pour la croissance de Nitrobacter on a :



De ces équations, on déduit la quantité d'oxygène nécessaire à la transformation de l'azote ammoniacal en azote nitrate et nitrite. L'équation (2.2) indique que 3.22 mg d'oxygène est requis pour chaque milligramme d'azote ammoniacal oxydé en azote nitrite par Nitrosomonas. L'équation (2.3) montre que 1.11 mg d'oxygène sera nécessaire à la transformation d'un milligramme d'azote nitrite en azote nitrate par Nitrobacter. Au total, 4.33 mg d'oxygène seront utilisés pour chaque milligramme d'azote ammoniacal transformé. Ces coefficients stoechiométriques sont utilisés dans l'élaboration des modèles étudiés.

2.3. LE MODELE STRUCTURE MONO-SUBSTRAT (SMONO)

La cinétique de ce modèle est inspirée, en grande partie des travaux de Busby et Andrews (1975). Puisque l'emploi du formalisme de Monod seul rend impossible la prédiction des réponses transitoires reliées à des changements de concentration en substrat, Busby et Andrews (1975) ont adopté la formulation de Jacquart et al. (1973). Ces auteurs élaborent une structure de biomasse incluant trois compartiments: le substrat mis en réserve, la biomasse active et la biomasse inerte (ou inactivée). Un quatrième compartiment représente le substrat organique dissous ou particulaire. En accord avec ce modèle, il y a donc un prélèvement rapide de substrat par le floc biologique puis une mise en réserve à l'intérieur de ce dernier. La biomasse active métabolise le substrat de réserve, puis est inactivée en phase endogène. La biomasse inactivée représente la portion inorganique et non-biodégradable des matières solides en suspension. La figure 2.2 illustre ce modèle.

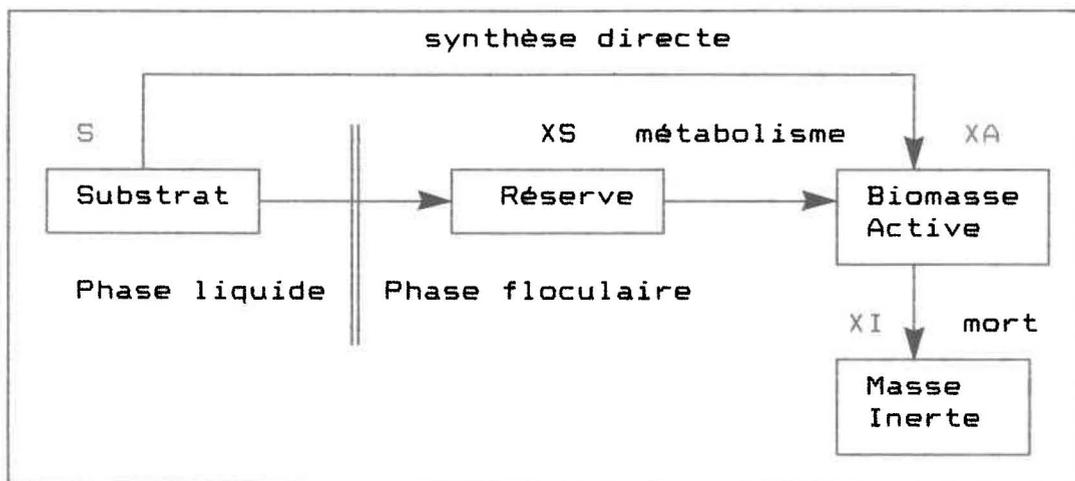


Figure 2.2: Représentation du modèle SMONO.

2.3.1 La prise de substrat

L'hypothèse la plus importante concernant la prise de substrat est inspirée des travaux de Busby et Andrews (1975) et Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981). Ces auteurs ne font aucune distinction entre le substrat soluble et particulaire supposant que ce dernier passe rapidement en phase floculaire (voir figure 2.2). On notera que cette approximation est erronée si l'âge des boues dans le réacteur est faible. De plus, inspiré des travaux de Blackwell (1971), un terme de premier degré est ajouté pour tenir compte de l'utilisation directe du substrat par la biomasse active sans passer par la mise en réserve. Les travaux de Clifft et Andrews (1981) font état d'une équation similaire à celle retenue :

$$V_1 \cdot dS_1/dt = -K_T \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \cdot (f_{sc} - f_s) - K_{ED} \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \quad (2.4)$$

Les variables d'état et les paramètres du modèle sont explicités au tableau 2.2 .

2.3.2 Le substrat mis en réserve

Le substrat mis en réserve s'obtient de la somme du substrat soluble et du substrat particulaire hydrolysé moins la quantité utilisée pour la croissance de la biomasse active. On note que le phénomène de transfert impliqué dans le prélèvement du substrat particulaire a été considéré comme instantané et n'amène donc pas de retard de transfert. De plus, en supposant un âge des boues normal, le taux de dégradation du substrat de réserve est représenté par un terme d'ordre zéro. Dans ces

conditions, le métabolisme du substrat de réserve est incomplet et sa concentration dans le floc cellulaire demeure assez élevée pour la rendre indépendante de la transformation. L'équation du substrat mis en réserve telle que présentée par Clifft et Andrews (1981) est :

$$V_1 \cdot dX_{S_1}/dt = +K_T \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \cdot (f_{sc} - f_s) + K_p \cdot X_{A_1} - K_{x_A} \cdot X_{A_1} \cdot f_s / Y_1 \quad (2.5)$$

2.3.3 Formation de la biomasse active

La formulation de Busby et Andrews (1975) pour la biomasse active est inappropriée pour un âge des boues faible car la formation de biomasse active, dépendant uniquement des phénomènes de transfert, tend vers zéro (Stenstrom, 1975). On retiendra plutôt l'expression de Clifft et Andrews (1981) où la biomasse active formée est le résultat de la synthèse du substrat de réserve et du substrat soluble directement assimilé. La phase de décroissance est modélisée par une équation du premier ordre. On obtient donc:

$$V_1 \cdot dX_{A_1}/dt = K_{x_A} \cdot X_{A_1} \cdot f_s - b \cdot X_{A_1} + Y_1 \cdot K_{e_D} \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \quad (2.6)$$

2.3.4 Formation de la biomasse inerte

La biomasse inerte est composée de résidus particuliers des microorganismes résistant à la dégradation. Cette biomasse est fonction du nombre de bactéries actives qui meurt par le phénomène de respiration endogène. L'équation retenue provient de

Clifft et Andrews (1981):

$$V_1 \cdot dXI_1/dt = +Y_2 \cdot b \cdot XA_1 \quad (2.7)$$

2.3.5 La microflore nitrifiante

Le modèle de nitrification est tiré des travaux de Poduska et Andrews (1975) et repose sur l'hypothèse que l'on peut représenter la cinétique de croissance par l'expression de Monod. Le modèle dynamique engendré consiste en cinq équations différentielles ordinaires non-linéaires basées sur un bilan de matière de substrat et de microorganismes autour du réacteur. On considère l'azote sous ses formes ammoniacale, nitreuse et nitrique de même que les bactéries de types Nitrosomonas et Nitrobacter. Comme on l'a expliqué à la section 2.2.2, le bilan d'azote contient deux termes; le premier représente la conversion de l'ammoniaque en nitrite et le second la transformation subséquente en nitrate.

L'expression qui décrit le comportement de l'azote ammoniacal doit considérer outre le phénomène de nitrification, les phénomènes de consommation du substrat azoté et de relargage par suite de la disparition de la microflore banale. L'expression décrivant le substrat ammoniacal est :

$$V_1 \cdot dS_{NH_4} / dt = - \phi \cdot K_{XA} \cdot XA_1 \cdot f_s + (1 - Y_2) \cdot \phi \cdot b \cdot XA_1 - \mu_{NS} \cdot XNS_1 / Y_{NS} \quad (2.8)$$

Finalement, l'expression qui décrit la dynamique des bactéries Nitrosomonas et Nitrobacter inclut les coefficients de croissance spécifique μ_{NB} et μ_{NB} , de même que les coefficients de décroissance b_{NB} et b_{NB} . Les coefficients de transformation Y_{NB} et Y_{NB} représentent la quantité de substrat requise pour répondre à la demande d'énergie de la microflore nitrifiante. Ce phénomène met en évidence une différence dans l'interprétation du coefficient de transformation selon que l'on parle de microflore banale ou nitrifiante; la microflore banale trouve sa source d'énergie dans le carbone inorganique (CO_2) et le coefficient de transformation représente, dans son cas, la quantité de biomasse produite par gramme de substrat transformé.

2.3.6 La consommation totale d'oxygène

La consommation d'oxygène dans l'aérateur fait intervenir les six éléments suivants:

- 1) L'aérateur est de type diffuseur à bulles.
- 2) Il y a perte d'oxygène dans l'effluent du décanteur.
- 3) La biomasse active consomme de l'oxygène en utilisant le substrat mis en réserve.
- 4) La respiration endogène consomme de l'oxygène.
- 5) Le phénomène de nitrification utilise de l'oxygène dans les deux phases de transformation.
- 6) La prise de substrat directe est consommatrice d'oxygène.
- 7) L'hydrolyse du substrat particulaire ne constitue pas un puits d'oxygène.

L'équation, inspirée des travaux de Busby (1973) est :

$$V_1 \cdot dS_{OD1}/dt = -(1-Y_1) \cdot XA_1 \cdot [K_{XA} \cdot fS/Y_1 + K_{SD} \cdot S_1] - (1-Y_2) \cdot b \cdot XA_1 - 3.22 \cdot \frac{(\mu_{NS} \cdot XNS_1)}{Y_{NS}} - 1.11 \cdot \frac{(\mu_{NB} \cdot XNB_1)}{Y_{NB}} + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{ODS} - S_{OD1}) \quad (2.9)$$

Un résumé des équations du modèle SMONO est donné au tableau récapitulatif 2.1 . Le tableau 2.2 présente, quant à lui, la description des paramètres utilisés dans ce modèle.

$$\begin{aligned}V_1 \cdot dS_1/dt &= -K_T \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \cdot (f_{SC} - f_S) - K_{SD} \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \\V_1 \cdot dXS_1/dt &= +K_T \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \cdot (f_{SC} - f_S) + K_P \cdot X_{A_1} - K_{XA} \cdot X_{A_1} \cdot f_S / Y_1 \\V_1 \cdot dXA_1/dt &= +K_{XA} \cdot X_{A_1} \cdot f_S - b \cdot X_{A_1} + Y_1 \cdot K_{SD} \cdot X_{A_1} \cdot S_1 \\V_1 \cdot dXI_1/dt &= +Y_2 \cdot b \cdot X_{A_1} \\V_1 \cdot dS_{NH_4_1}/dt &= -\phi \cdot K_{XA} \cdot X_{A_1} \cdot f_S + (1 - Y_2) \cdot \phi \cdot b \cdot X_{A_1} - \mu_{NS} \cdot X_{NS_1} / Y_{NS} \\V_1 \cdot dX_{NS_1}/dt &= +(\mu_{NS} - b_{NS}) \cdot X_{NS_1} \\V_1 \cdot dX_{NB_1}/dt &= +(\mu_{NB} - b_{NB}) \cdot X_{NB_1} \\V_1 \cdot dS_{NO_2_1}/dt &= +(\mu_{NS} \cdot X_{NS_1}) / Y_{NS} - (\mu_{NB} \cdot X_{NB_1}) / Y_{NB} \\V_1 \cdot dS_{NO_3_1}/dt &= +(\mu_{NB} \cdot X_{NB_1}) / Y_{NB} \\V_1 \cdot dS_{OD_1}/dt &= -(1 - Y_1) \cdot X_{A_1} \cdot [K_{XA} \cdot f_S / Y_1 + K_{SD} \cdot S_1] - (1 - Y_2) \cdot b \cdot X_{A_1} \\&\quad - 3.22 \cdot \frac{(\mu_{NS} \cdot X_{NS_1})}{Y_{NS}} - 1.11 \cdot \frac{(\mu_{NB} \cdot X_{NB_1})}{Y_{NB}} + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{ODE} - S_{OD_1})\end{aligned}$$

Tableau 2.1: Equations du modèle structuré mono-substrat (SMONO).

b	: taux d'auto-oxydation de la biomasse banale	h^{-1}
b_{NS}	: taux d'auto-oxydation des <u>Nitrosomonas</u>	h^{-1}
b_{NB}	: taux d'auto-oxydation des <u>Nitrobacter</u>	h^{-1}
fs	: fraction de substrat mis en réserve	su*
fsc	: fraction maximale de substrat mis en réserve	su
K_{LA}	: coefficient global de transfert d'oxygène	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
K_p	: taux d'hydrolyse du substrat particulaire	h^{-1}
K_{SD}	: taux de croissance avec prise directe de S	$(mg_{XA} \cdot h)^{-1}$
$K_{S_{NB}}$: coefficient de saturation associé à NO_2^-	mg/l
$K_{S_{NS}}$: coefficient de saturation associé à NH_4^+	mg/l
K_T	: taux de transfert du substrat vers la réserve	$(mg_{XA} \cdot h)^{-1}$
K_{XA}	: taux de formation maximum de biomasse active	h^{-1}
Q_1	: débit volumique	m^3/h
Q_{AIR}	: débit volumique d'air dans l'aérateur	m^3_{air}/h
S_1	: concentration de substrat	(mg_{DBO}/l)
$S_{NH_4_1}$: concentration d'azote ammoniacal	mg_{DBO}/l
$S_{NO_2_1}$: concentration d'azote nitrique	mg_{DBO}/l
$S_{NO_3_1}$: concentration d'azote nitreux	mg_{DBO}/l
S_{OD_1}	: concentration d'oxygène dissous	mg/l
S_{ODS}	: concentration d'oxygène dissous à saturation	mg/l
t	: variable temps	h
V_1	: volume du bassin d'aération	m^3
XA_1	: concentration de la biomasse qui est active	mg_{MVS}/l
XI_1	: concentration de la biomasse qui est inerte	mg_{MVS}/l
XNB_1	: concentration en <u>Nitrobacter</u>	mg_{MVS}/l
XNS_1	: concentration en <u>Nitrosomonas</u>	mg_{MVS}/l
XS_1	: concentration de la biomasse équivalente au substrat mis en réserve	mg_{MVS}/l
Y_1	: masse de XA produite par quantité de XS utilisée	su
Y_2	: masse de XI produite par quantité de XA détruite	su
Y_{NB}	: masse de NO_3 produite par quantité de NO_2 utilisée	su
Y_{NS}	: masse de NO_2 produite par quantité de NH_4 utilisée	su
μ_{NB}	: taux de croissance spécifique pour <u>Nitrobacter</u>	su
μ_{NS}	: taux de croissance spécifique pour <u>Nitrosomonas</u>	su
ϕ	: coefficient stoechiométrique	su

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 l'aérateur

Tableau 2.2: Liste des symboles du modèle SMONO.

* : "su" signifie que le paramètre est adimensionnel

2.4. LE MODELE STRUCTURE BI-SUBSTRAT (SBI)

Dold et al. (1980) présentent un modèle mathématique décrivant le comportement dynamique d'un procédé à boues activées incluant la nitrification (Voir figure 2.3). Ces auteurs ont amené des modifications importantes à la structure de biomasse des modèles de type mono-substrat afin d'amenuiser l'écart entre les prédictions et la réalité. Ces modifications apportent des améliorations aux concepts avancés par Blackwell (1971), Busby (1973), Stenstrom (1975), Clifft et Andrews (1981) et Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981). Parmi ces changements, on note :

- 1) La demande en énergie pour adsorber le substrat est remplacée par une hypothèse de bi-substrats.
- 2) Le taux de croissance extracellulaire modélisé par la théorie des sites actifs vient suppléer la théorie de Blackwell (1971).
- 3) Le concept de respiration endogène fait place à celui de régénération du substrat.

Les paragraphes qui suivent élaborent davantage sur ces changements dans une perspective globale de représentation d'une usine à boues activées.

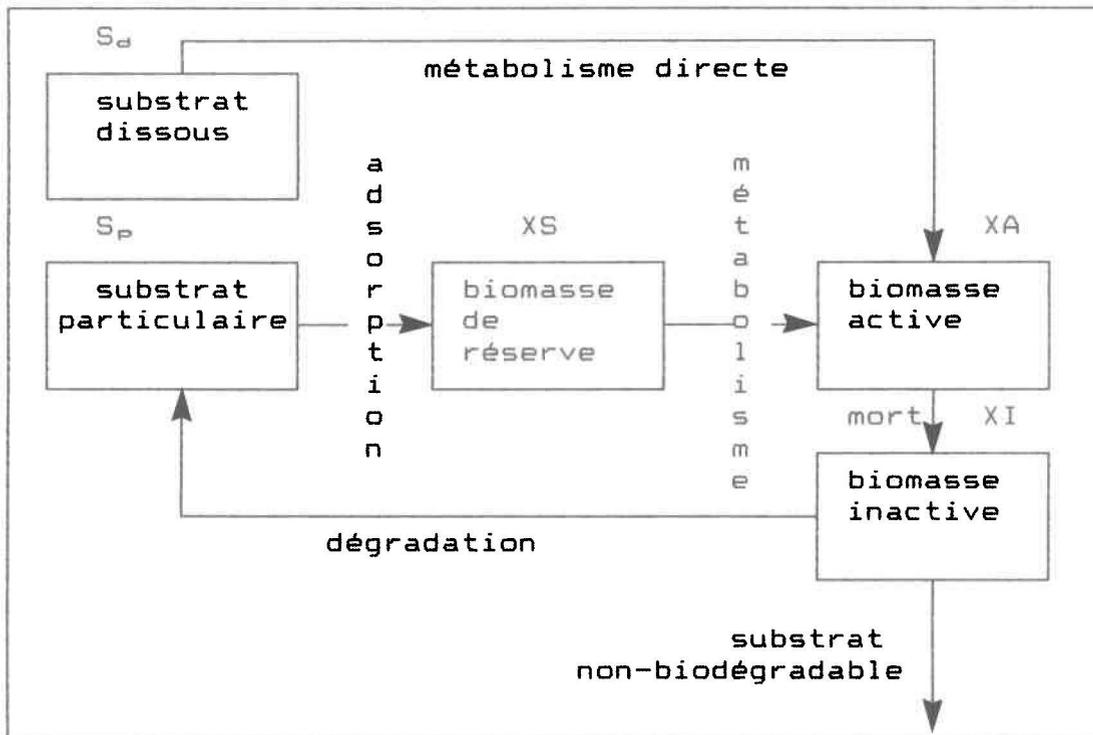


Figure 2.3: Représentation du modèle SBI.

2.4.1 Processus global

La théorie des bi-substrats de Jacquart et al. (1973) repose sur la division de l'affluent en une partie soluble biodégradable et rapidement assimilable et en une partie particulaire biodégradable et lente à assimiler. Quant à la partie non-biodégradable de l'affluent, elle compose la biomasse inerte.

La partie soluble est décrite par l'expression de Lawrence et McCarty (1970) et s'appuie sur la relation de Monod. Le taux de croissance spécifique de la biomasse active est alors relié à la concentration de substrat soluble en phase liquide:

$$V_1 \cdot dXA/dt = + Y_1 \cdot \frac{(K_{ms} \cdot S_d)}{K_{ms} + S_d} \cdot XA \quad (2.9)$$

L'utilisation du substrat particulaire nécessite quant à lui trois phases :

- 1) Adsorption et mise en réserve.
- 2) Activité enzymatique extracellulaire afin de fractionner les molécules organiques complexes.
- 3) Activité métabolique du microorganisme.

Dold et al. (1980) ont établi que l'activité enzymatique représente l'étape contrôlant la vitesse du processus global. En acceptant cette hypothèse, on ne peut évidemment pas appliquer l'équation (2.9) au substrat particulaire, car elle ne reconnaît pas le fractionnement extracellulaire par les enzymes comme étant le vrai mécanisme limitant. Cependant, les travaux de Levenspiel (1972) proposent qu'une telle réaction peut être modélisée à partir du nombre de sites d'adsorption. En combinant l'idée de Levenspiel à la formulation de Stenstrom (1975) qui définit le substrat de réserve en fonction du nombre d'organismes actifs, (XS/XA), et en substituant ce rapport à S_d dans l'équation (2.9), Dold et al. obtiennent:

$$V_1 \cdot dXA/dt = +Y_1 \cdot XA \cdot \frac{[K_{ms} \cdot (XS/XA)]}{[K_{sp}/P + (XS/XA)]} \quad (2.10)$$

L'équation (2.10) relie la présence des sites actifs à la partie active de la biomasse.

Le mécanisme d'adsorption du substrat particulaire est inspiré d'une formulation de Blackwell (1971) modifiée par Ekama et Marais (1979) :

$$V_1 \cdot dS_p/dt = -K_T \cdot S_p \cdot XA \cdot (f_{sc} - X_S/XA) \quad (2.11)$$

Le phénomène classique de respiration endogène laisse place à un processus de régénération du substrat après la lyse des microorganismes en conditions anaérobiques. Ainsi, la partie biodégradable des cellules mortes passe en phase liquide puis par des phases d'adsorption, de mise en réserve et de synthèse. Ce cheminement permet d'expliquer la forte demande d'oxygène reliée à l'accumulation de substrat biodégradable lorsque l'alimentation en substrat est arrêtée.

2.4.2 La prise de substrat

Pour le substrat soluble rapidement assimilable, Dold et al. (1980) reprennent l'équation de Lawrence et McCarty (1970) présentée à la section précédente. On a :

$$V_1 \cdot dS_{d1}/dt = \frac{-K_{ms} \cdot S_{d1} \cdot XA_1}{(K_{ms} + S_{d1})} \quad (2.12)$$

Le substrat particulaire est décrit par l'équation (2.11) à laquelle on ajoute la quantité de substrat biodégradable relargué par la lyse de cellules bactériennes :

$$V_1 \cdot dS_{p1}/dt = -K_T \cdot S_{p1} \cdot XA_1 \cdot (f_{sc} - X_{S1}/XA_1) + P \cdot (1 - f_{nb}) \cdot b \cdot XA_1 \quad (2.13)$$

2.4.3 Formation de la biomasse active

C'est la quantité de biomasse active formée à partir du substrat mis en réserve et directement assimilable moins la quantité de biomasse qui meurt :

$$V_1 \cdot dX_{A_1}/dt = +Y_1 \cdot X_{A_1} \cdot \left(\frac{K_{m_s} \cdot S_{d_1}}{K_{m_s} + S_{d_1}} + \frac{K_{m_p} \cdot X_{S_1} \cdot P}{K_{m_p} \cdot X_{A_1} + X_{S_1} \cdot P} \right) - b \cdot X_{A_1} \quad (2.14)$$

2.4.4 Le substrat mis en réserve

Le substrat de réserve est la quantité adsorbée par le floc moins la quantité utilisée par les microorganismes pour leur croissance :

$$V_1 \cdot dX_{S_1}/dt = +K_T \cdot S_{p_1} \cdot X_{A_1} \cdot (f_{sc} - X_{S_1}/X_{A_1})/P - \frac{K_{m_p} \cdot X_{S_1} \cdot X_{A_1}}{K_{m_p} \cdot X_{A_1} + X_{S_1} \cdot P} \quad (2.15)$$

2.4.5 Formation de la biomasse inerte

Le modèle décrit par Dold et al. (1980) ne présente pas de compartiment prévu pour la biomasse inerte. Aussi, nous avons supposé que la biomasse inerte était tout simplement reliée à la dégénérescence de la biomasse active. On a donc :

$$V_1 \cdot dX_{I_1}/dt = +Y_2 \cdot b \cdot X_{A_1} \quad (2.16)$$

2.4.6 La microflore nitrifiante

Ekama et Marais (1979) présentent un modèle de nitrification basé sur l'hypothèse que le comportement des Nitrosomonas gouverne le processus. La transformation de l'azote ammoniacal

en azote nitrique est négligée au profit d'une transformation globale en azote nitreux. La réaction est toutefois toujours représentée par le formalisme de Monod. Contrairement au modèle de Poduska et Andrews (1975) présenté à la section 2.3.7, les auteurs tiennent compte du taux de dégradation de l'azote organique en azote ammoniacal. Ils négligent pourtant la quantité d'azote ammoniacal utilisée par les bactéries pour leur métabolisme. Aussi, le taux de conversion s'écrit:

$$V_1 \cdot dS_{NH_4} / dt = - \frac{K_N}{(K_{mN} + S_{NH_4})} \cdot \frac{X_{N_1} \cdot S_{NH_4}}{Y_N} + K_R \cdot N_O \cdot X_{A_1} \quad (2.17)$$

2.4.7 La consommation totale d'oxygène

L'expression qui définit la demande d'oxygène comporte quelques particularités. On ne retrouve pas d'azote relié à la dégradation de la lyse bactérienne comme noté précédemment dans le modèle SMOND. Cette constatation s'explique par l'utilisation du processus de régénération concernant la transformation du substrat inerte en substrat de réserve. Quant à la consommation d'oxygène due à la nitrification, elle est reliée à la concentration en Nitrosomonas par l'intermédiaire du coefficient stoechiométrique de 4.33 présenté à la section 2.2.2.

$$V_1 \cdot dS_{OD_1} / dt = (1 - P \cdot Y_1) \cdot X_{A_1} \cdot \left(\frac{K_{mS}}{K_{mS} + S_{S_1}} + \frac{K_{mP} \cdot X_{S_1} \cdot P}{K_{mP} \cdot X_{A_1} + X_{S_1} \cdot P} \right) + 4.33 \left(\frac{K_N}{K_{mN} + S_{NH_4}} \cdot \frac{X_{N_1}}{Y_N} \right) + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{ODS} - S_{OD_1}) \quad (2.18)$$

Le tableau récapitulatif 2.3 présente l'ensemble des équations du modèle structuré bi-substrats.

$$V_1 \cdot dS_{d1}/dt = -\frac{K_{ms} \cdot S_{d1} \cdot XA_1}{(K_{ms} + S_{d1})}$$

$$V_1 \cdot dS_{p1}/dt = -K_T \cdot S_{p1} \cdot XA_1 \cdot (f_{sc} - X_{S1}/XA_1) + P \cdot (1 - f_{nb}) \cdot b \cdot XA_1$$

$$V_1 \cdot dXA_1/dt = +Y_1 \cdot XA_1 \cdot \left(\frac{K_{ms} \cdot S_{d1}}{K_{ms} + S_{d1}} + \frac{K_{mp} \cdot X_{S1} \cdot P}{K_{sp} \cdot XA_1 + X_{S1} \cdot P} \right) - b \cdot XA_1$$

$$V_1 \cdot dXI_1/dt = +Y_2 \cdot b \cdot XA_1$$

$$V_1 \cdot dX_{S1}/dt = +K_T \cdot S_{p1} \cdot XA_1 \cdot (f_{sc} - X_{S1}/XA_1)/P - \frac{K_{mp} \cdot X_{S1} \cdot XA_1}{K_{sp} \cdot XA_1 + X_{S1} \cdot P}$$

$$V_1 \cdot dX_{N1}/dt = + \left(\frac{K_N}{K_{en} + S_{NH41}} \cdot S_{NH41} - b_N \right) \cdot X_{N1}$$

$$V_1 \cdot dS_{NH41}/dt = - \frac{K_N}{(K_{en} + S_{NH41})} \cdot \frac{X_{N1} \cdot S_{NH41}}{Y_N} + K_R \cdot N_O \cdot XA_1$$

$$V_1 \cdot dS_{NO31}/dt = + \frac{K_N}{(K_{en} + S_{NH41})} \cdot \frac{X_{N1} \cdot S_{NH41}}{Y_N}$$

$$V_1 \cdot dS_{OD1}/dt = (1 - P \cdot Y_1) \cdot XA_1 \cdot \left(\frac{K_{ms} \cdot S_{d1}}{K_{ms} + S_{d1}} + \frac{K_{mp} \cdot X_{S1} \cdot P}{K_{sp} \cdot XA_1 + X_{S1} \cdot P} \right)$$

$$+ 4.33 \left(\frac{K_N}{K_{en} + S_{NH41}} \cdot \frac{X_{N1}}{Y_N} \right) + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{ODS} - S_{OD1})$$

Tableau 2.3: Equations du modèle structuré bi-substrats (SBI).

b	: taux d'auto-oxydation de la biomasse banale	h^{-1}
b_N	: taux d'auto-oxydation des <u>Nitrosomonas</u>	h^{-1}
f_{b_s}	: fraction soluble biodégradable de l'affluent	su*
f_N	: rapport massique: azote total/biomasse totale	TKN/MVS
f_{n_s}	: fraction ammoniacal d'azote dans l'affluent	su
f_{n_b}	: fraction non-biodégradable de biomasse morte	su
f_{n_u}	: fraction soluble non-biodégradable d'azote	su
fsc	: fraction maximale de substrat mis en réserve	su
f_{u_p}	: fraction particulaire non-biodégradable du substrat dans l'affluent	su
f_{u_s}	: fraction soluble non-biodégradable du substrat dans l'affluent	su
K_{L_A}	: coefficient global de transfert d'oxygène	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
K_{m_p}	: taux d'utilisation maximale de S_p par XA	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_{m_s}	: taux d'utilisation maximale de S_d par XA	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_N	: taux d'utilisation maximale de S_{NH_4} par XN	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_R	: taux de conversion d'azote organique en azote ammoniacal dans l'affluent	$(mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
K_{s_N}	: coefficient de saturation associé à NH_4	mg_{DCO}/l
K_{s_p}	: coefficient de saturation associé à S_p	mg_{DCO}/l
K_{s_s}	: coefficient de saturation associé à S_d	mg_{DCO}/l
K_T	: taux de transfert du substrat vers la réserve	$(mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
N_0	: concentration en azote organique - affluent	mg_{DCO}/l
P	: rapport stoechiométrique DCO:MVS	DCO/MVS
Q_{AIR}	: débit volumique d'air dans l'aérateur	m^3_{air}/h
Q_i	: débit volumique	m^3/h
S_{d_i}	: concentration de substrat soluble-affluent	mg_{DCO}/l
$S_{NH_4_i}$: concentration d'azote ammoniacal - réacteur	mg_{DCO}/l
$S_{NO_3_i}$: concentration d'azote nitrate - réacteur	mg_{DCO}/l
$S_{O_2_i}$: concentration d'oxygène dissous - réacteur	mg/l
S_{O_2s}	: concentration d'oxygène dissous à saturation	mg/l
S_{p_i}	: concentration de substrat particulaire affluent	mg_{DCO}/l
t	: variable temps	h
V_i	: volume du bassin d'aération	m^3
XA_i	: concentration de la biomasse qui est active	mg_{MVS}/l
XI_i	: concentration de la biomasse qui est inerte	mg_{MVS}/l
XN_i	: concentration en <u>Nitrosomonas</u>	mg_{MVS}/l
XS_i	: concentration de la biomasse équivalente au substrat mis en réserve	mg_{MVS}/l
Y_1	: masse de XA produite par quantité de XS prise	su
Y_2	: masse de XI produite par quantité de XA morte	su
Y_N	: masse de NO_3 produite par quantité de NH_4 prise	su

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

Tableau 2.4: Liste des symboles pour le modèle SBI.
* : "su" signifie que le paramètre est adimensionnel

2.5. LE MODELE HYBRIDE MONO-SUBSTRAT (HYBRIDE)

La modélisation des processus par voie biologique a fait l'objet des travaux de Roques (1979). Cet auteur s'applique à démontrer que plusieurs modèles existants constituent en quelques sortes des formes dégénérées du modèle de Herbert (1961). La figure 2.4 représente le modèle HYBRIDE.

Pour l'expression du taux de croissance μ applicable à la concentration en substrat, Herbert (1961) utilise l'expression de Monod. Il ajoute cependant un taux de dégénérescence K_2 que l'on peut relier dans une certaine mesure au taux de respiration endogène et qui peut représenter la phase de déclin. Considéré sous cette forme, le modèle de Herbert (1961) convient bien à la description de la biomasse vivante; il permet de disposer d'un modèle unique pour couvrir les phases de croissance et de déclin de la biomasse. Avec l'hypothèse qu'il n'y a pas d'accumulation significative de substrat mis en réserve, on n'utilisera pas de modèle structuré pour représenter la biomasse. Une équation décrira cependant la dynamique de la biomasse inactivée, comme le proposent Sinclair et Topiwala (1970).

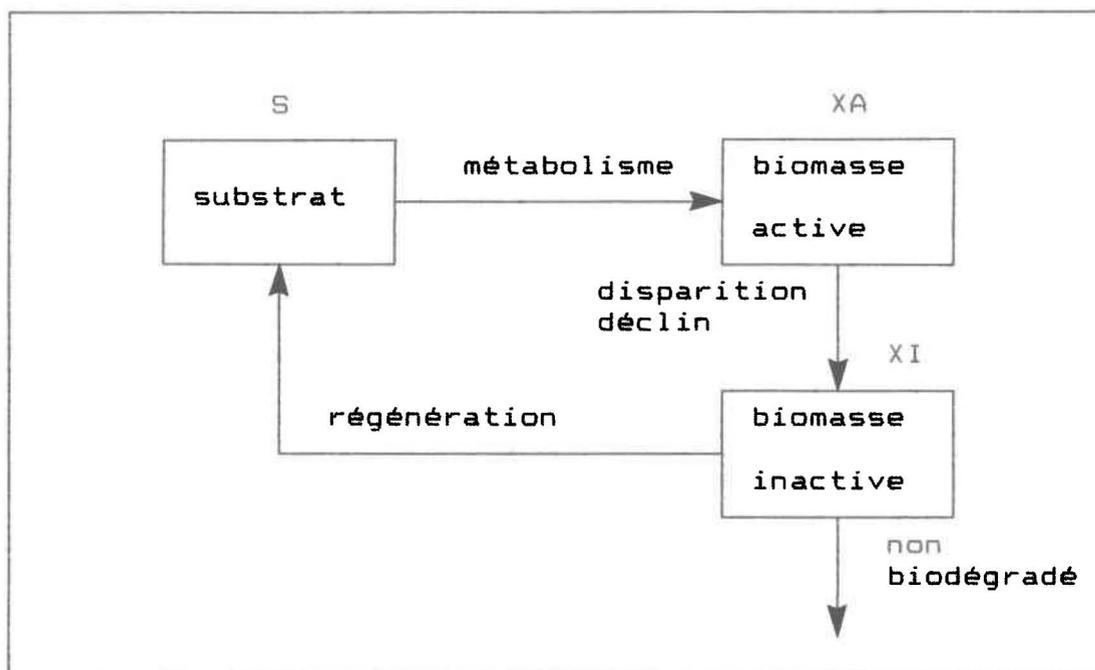


Figure 2.4: Représentation du modèle HYBRIDE.

2.5.1 La microflore banale

Sinclair et Topiwala (1970) proposent une forme légèrement modifiée du modèle de Herbert (1961). Ces auteurs séparent la biomasse en cellules actives et inactives. De plus, ils considèrent que le nombre de cellules vivantes diminue par suite:

- 1) de la mort d'un certain nombre de ces cellules se faisant à la vitesse $K_d \cdot XA$
- 2) du métabolisme endogène se faisant à la vitesse de $-b \cdot XA$

Il en résulte donc un taux de variation de la biomasse vivante qui s'écrit :

$$V_1 \cdot dXA_1/dt = \frac{(K_0 \cdot S_1)}{K_{m_1} + S_1} \cdot XA_1 - b \cdot XA_1 - K_d \cdot XA_1 \quad (2.19)$$

On a couplé le modèle de Sinclair et Topiwala (1970) à celui de Grady et Roper (1974) pour représenter le nombre d'organismes inactivés en fonction du taux de décès et du phénomène de déclin de la biomasse vivante, terme caractérisé par une constante b' . L'expression du taux de formation de biomasse inerte devient alors:

$$V_1 \cdot dXI_1/dt = K_d \cdot XA_1 - b' \cdot XI_1 \quad (2.20)$$

La prise de substrat est décrite par la formulation de Monod affectée d'un coefficient de transformation du substrat en biomasse active. Cependant, à l'expression originale de Grady et Roper (1974), on a substituer la biomasse banale totale XT à la biomasse active XA . Cette modification est en accord avec les observations de Morris et Stumm (1960) qui notent que le transfert de substrat qui tend à diminuer la tension superficielle est strictement un phénomène physique qui est donc indépendant de l'activité de la cellule. On a donc:

$$V_1 \cdot dS_1/dt = - \frac{(K_0 \cdot S_1)}{Y_1 \cdot (S_1 + K_{ms})} \cdot XT_1 \quad (2.21)$$

2.5.2 La microflore nitrifiante

La caractéristique du modèle de nitrification employé est son lien avec la phase de déclin de la microflore banale. Ainsi, il existe un rapport constant K_{en} entre la biomasse détruite par les phénomènes d'autolyse et l'azote ammoniacal libéré selon

l'équation :

$$V_1 \cdot dS_{NH_4} / dt = \frac{b \cdot X I_1}{K_{en}} \quad (2.22)$$

Tout comme le modèle de nitrification de Poduska et Andrews (1975), on considère que les Nitrosomonas et les Nitrobacter agissent successivement dans la transformation de l'azote ammoniacal en azote nitreux.

Pour représenter l'azote nitreux comme substrat inhibiteur vis-à-vis de Nitrobacter, on utilise la cinétique d'Edwards (1970). Cet auteur montre que le taux de croissance de Nitrobacter varie selon :

$$\mu_{NB} = K_{NB} \cdot \frac{S_{NO_2}}{(S_{NO_2} + K_{NO_2s}) \cdot (1 + S_{NO_2}/K_{NO_2i})} \quad (2.23)$$

Les valeurs de K_{NO_2s} et de K_{NO_2i} qui sont tirées des travaux de Boon et Laudelout (1962) valent respectivement 110 mg/l et 720 mg/l et représentent les valeurs à saturation et d'inhibition en azote nitreux.

Pour la transformation de l'azote ammoniacal en azote nitrique par Nitrosomonas, la formulation de Roques (1979) constitue une excellente représentation de la réalité.

$$\mu_{NB} = K_{NB} \cdot [\exp(-S_{NH_4}/K_{NH_4i}) - \exp(-S_{NH_4}/K_{NH_4s})] \quad (2.24)$$

Les valeurs de $K_{NH_4_1}$ et de $K_{NH_4_2}$ sont respectivement 780mg/l et 17.6mg/l et résultent des travaux de Prince (1977).

En substituant les équations (2.23) et (2.24) au formalisme de Monod utilisé dans le modèle de Poduska et Andrews (1975), on retrouve le système d'équations qui décrit le comportement de la biomasse nitrifiante.

2.5.6 La consommation totale d'oxygène

L'expression de la vitesse de consommation d'oxygène apparaît comme la somme des besoins respiratoires propres aux deux types de microflore présentes et de la consommation liée à la croissance de ces microorganismes. On a :

$$\begin{aligned}
 V_1 \cdot dS_{OD_1}/dt = & K_1 \cdot XI_1 + K_2 \cdot XNS_1 + K_3 \cdot XNB_1 + \frac{K_4 \cdot [K_0 \cdot \frac{S_1}{S_1 + K_{ms}}]}{Y_1} \cdot XT_1 \\
 & + \frac{K_5}{Y_{NS}} \cdot K_{NS} \cdot [\exp(-S_{NH_4_1}/K_{NH_4_1}) - \exp(-S_{NH_4_1}/K_{NH_4_2})] \cdot XNS_1 \\
 & + K_6 \cdot K_{NB} \cdot \frac{S_{NO_2_1}}{(S_{NO_2_1} + K_{NO_2_1}) \cdot (1 + S_{NO_2_1}/K_{NO_2_1})} \cdot XNB_1 \\
 & + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{OD_2} - S_{OD_1}) \qquad (2.25)
 \end{aligned}$$

Le tableau récapitulatif 2.5 regroupe les équations dynamique du modèle hybride élaboré dans cette section.

$$\begin{aligned}
 V_1 \cdot dS_1/dt &= - \frac{(K_0 \cdot S_1)}{Y_1 \cdot (S_1 + K_{ms})} \cdot XT_1 \\
 V_1 \cdot dXA_1/dt &= \frac{(K_0 \cdot S_1) \cdot XA_1}{K_{ms} + S_1} - b \cdot XA_1 - K_d \cdot XA_1 \\
 V_1 \cdot dXI_1/dt &= K_d \cdot XA_1 - b' \cdot XI_1 \\
 V_1 \cdot dS_{NH41}/dt &= \frac{-K_{NB}}{Y_{NB}} \cdot [\exp(-S_{NH41}/K_{NH41}) - \exp(-S_{NH41}/K_{NH4s})] \cdot XNS_1 \\
 V_1 \cdot dS_{NO21}/dt &= \frac{f_{NB} \cdot K_{NB}}{Y_{NB}} \cdot \frac{S_{NO21}}{(S_{NO21} + K_{NO2s}) \cdot (1 + S_{NO21}/K_{NO21})} \cdot XNB_1 \\
 V_1 \cdot dS_{NO31}/dt &= K_{NB} \cdot [\exp(-S_{NH41}/K_{NH41}) - \exp(-S_{NH41}/K_{NH4s})] \cdot XNS_1 \cdot \\
 &\quad \frac{f_{NB}}{Y_{NB}} - \frac{K_{NB}}{Y_{NB}} \cdot \frac{S_{NO21}}{(S_{NO21} + K_{NO2s}) \cdot (1 + S_{NO21}/K_{NO21})} \cdot XNB_1 \\
 V_1 \cdot dXNS_1/dt &= K_{NB} \cdot [\exp(-S_{NH41}/K_{NH41}) - \exp(-S_{NH41}/K_{NH4s})] \cdot XNS_1 \\
 &\quad - b_{NB} \cdot XNS_1 \\
 V_1 \cdot dXNB_1/dt &= K_{NB} \cdot \frac{S_{NO21}}{(S_{NO21} + K_{NO2s}) \cdot (1 + S_{NO21}/K_{NO21})} \cdot XNB_1 - b_{NB} \cdot XNB_1 \\
 V_1 \cdot dS_{OD1}/dt &= K_1 \cdot XI_1 + K_2 \cdot XNS_1 + K_3 \cdot XNB_1 + \frac{K_4 \cdot [K_0 \cdot S_1]}{Y_1 \cdot (S_1 + K_{ms})} \cdot XT_1 \\
 &\quad + \frac{K_5}{Y_{NB}} \cdot K_{NB} \cdot [\exp(-S_{NH41}/K_{NH41}) - \exp(-S_{NH41}/K_{NH4s})] \cdot XNS_1 \\
 &\quad + \frac{K_6}{Y_{NB}} \cdot K_{NB} \cdot \frac{S_{NO21}}{(S_{NO21} + K_{NO2s}) \cdot (1 + S_{NO21}/K_{NO21})} \cdot XNB_1 \\
 &\quad + K_{LA} \cdot Q_{AIR} \cdot (S_{ODs} - S_{OD1})
 \end{aligned}$$

Tableau 2.5: Equations du modèle HYBRIDE.

b	: taux d'auto-oxydation de la biomasse banale	h^{-1}
b'	: constante globale:lyse, déclin et prédation, XA	h^{-1}
b_{NB}	: taux d'auto-oxydation des <u>Nitrobacter</u>	h^{-1}
b_{NS}	: taux d'auto-oxydation des <u>Nitrosomonas</u>	h^{-1}
f_{NS}	: pourcentage de transformation de NO_2^- en NO_3^-	su
f_{NB}	: pourcentage de transformation de NH_4^+ en NO_3^-	su
K_0	: taux de croissance maximale de biomasse active	h^{-1}
K_1	: coefficient d'entretien respiratoire, XA	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_2	: coefficient d'entretien respiratoire, XNS	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_3	: coefficient d'entretien respiratoire, XNB	$mg_{DCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_4	: demande d'oxygène pour la croissance de XA	mg_{DCO}/mg_{MVS}
K_5	: demande d'oxygène pour la croissance de XNS	mg_{DCO}/mg_{MVS}
K_6	: demande d'oxygène pour la croissance de XNB	mg_{DCO}/mg_{MVS}
K_{c1}	: rapport entre XA morte et NH_4 libérée	mg_{MVS}/mg_{NH_4}
K_d	: constante d'inactivation de XA	h^{-1}
K_{NB}	: taux de croissance maximale de <u>Nitrobacter</u>	h^{-1}
K_{NS}	: taux de croissance maximale de <u>Nitrosomonas</u>	h^{-1}
K_{LA}	: coefficient global de transfert d'oxygène	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
K_{NH_4i}	: concentration inhibitrice en ammoniacque	mg_{DCO}/l
K_{NH_4s}	: concentration à saturation en ammoniacque	mg_{DCO}/l
K_{NO_2i}	: concentration inhibitrice en nitrite	mg_{DCO}/l
K_{NO_2s}	: concentration à saturation en nitrite	mg_{DCO}/l
K_{ss}	: concentration à saturation en substrat	mg_{DCO}/l
Q_1	: débit volumique	m^3/h
Q_{AIR}	: débit volumique d'air dans l'aérateur	m^3_{air}/h
S_1	: concentration en substrat	mg_{DCO}/l
S_{NH_4i}	: concentration en azote ammoniacal	mg_{DCO}/l
S_{NO_2i}	: concentration en azote nitrique	mg_{DCO}/l
S_{NO_3i}	: concentration en azote nitreux	mg_{DCO}/l
S_{OD1}	: concentration en oxygène dissous	mg_{DCO}/l
S_{ODE}	: concentration en oxygène dissous à saturation	mg_{DCO}/l
t	: variable temps	h
V_1	: volume du bassin d'aération	m^3
XA_1	: fraction de la biomasse qui est active	mg_{MVS}/l
XI_1	: fraction de la biomasse qui est inerte	mg_{MVS}/l
XNB_1	: concentration en <u>Nitrobacter</u>	mg_{MVS}/l
XNS_1	: concentration en <u>Nitrosomonas</u>	mg_{MVS}/l
XT_1	: concentration totale en biomasse banale	mg_{MVS}/l
Y_1	: masse de XA produite par quantité de S utilisée	su
Y_{NS}	: masse de NO_2 produite par quantité de NH_4 utilisée	su
Y_{NB}	: masse de NO_3 produite par quantité de NO_2 utilisée	su

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

Tableau 2.6: Liste des symboles pour le modèle HYBRIDE.

* : "su" signifie que le paramètre est adimensionnel

2.6. MODELE DU DECANTEUR SECONDAIRE

La théorie des flux de Kynch (Kynch, 1952) est devenue, au fil des ans, un outil très utilisé pour décrire la performance dynamique des décanteurs. Des résultats satisfaisants ont été enregistrés par Tracy (1973) en travaillant sur un affluent ferrique. L'auteur note toutefois l'incapacité du modèle à prédire la compression des boues à la base du décanteur. On peut éviter ce problème en choisissant une aire de décantation suffisamment grande pour ne pas exposer le système à une surcharge permanente.

Quand un liquide de concentration XC entre dans un décanteur, le soutirage V_s au bas du décanteur induit une force $G_{s,j}$ à la couche j du décanteur. Ce phénomène s'exprime comme suit:

$$G_{s,j} = (XC_j) \cdot V_s \quad (2.26)$$

La seconde composante de la force, $G_{g,j}$, est engendrée par l'accélération gravitaire V_g . A la couche j du décanteur on a:

$$G_{g,j} = (XC_j) \cdot V_g \quad (2.27)$$

Outre la concentration en solides, la vitesse de décantation peut-être reliée à l'indice du volume des boues ou au temps de rétention comme le proposent Bisogni et Lawrence (1971). En

additionnant les équations (2.26) et (2.27) on retrouve le flux total G_{Tj} de solides à la couche j du décanteur.

$$G_{Tj} = G_{Gj} + G_{Sj} \quad (2.28)$$

La figure 2.5 montre la courbe des flux totaux représentée mathématiquement par l'équation (2.28). 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 recevoir le décanteur.

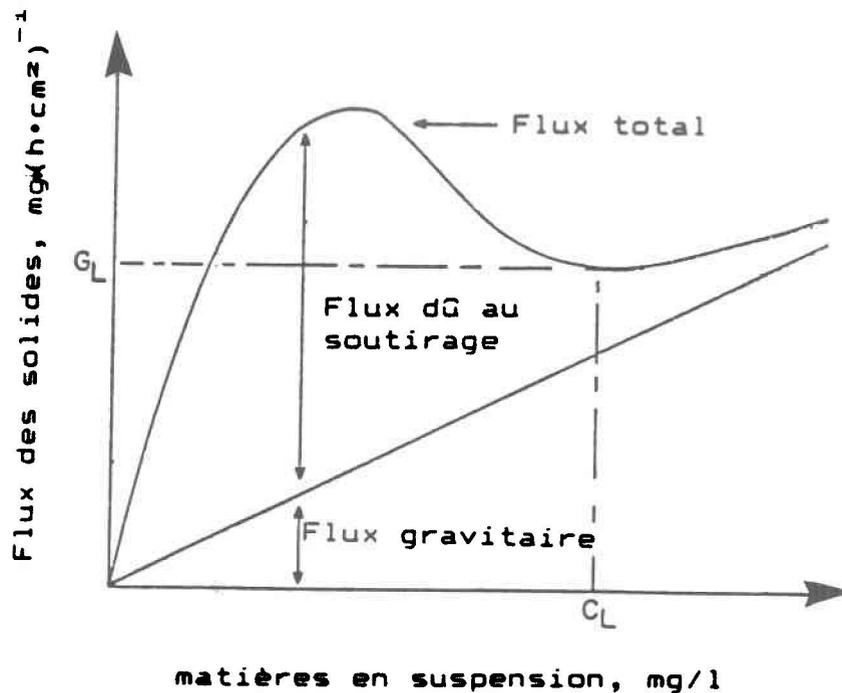


Figure 2.5: Courbes des flux de matière à l'intérieur d'un décanteur secondaire.

Pour incorporer ces notions à un modèle dynamique de décantation, on doit pouvoir calculer à chaque incrément de temps, chacun des flux de solides G_s et G_g . Pour ce faire, on relie la vitesse de décantation à la concentration de matières en suspension.

$$V_g = \frac{K_1 \cdot 60}{(XC_s - K_2)} \quad (2.29)$$

Les valeurs des coefficients de décantation K_1 et K_2 sont caractéristiques d'un type donné d'eaux usées. Dans nos travaux, $K_1 = 1209 \text{ l/mg}\cdot\text{h}$ et $K_2 = 2384$, valeurs tirées des travaux de Busby (1973) et valides pour un rejet municipal.

La vitesse de soutirage dépend du débit purgé et recyclé ainsi que de la surface de décantation A_c . En se référant à la figure 2.1 on obtient :

$$V_s = \frac{Q_3 + Q_4}{A_c} \quad (2.30)$$

En combinant les équations (2.29) et (2.30), on trouve l'expression élaborée du flux de transfert au temps t :

$$G_T = \frac{K_1 \cdot 60 \cdot XC}{(XC - K_2)} + \frac{(Q_3 + Q_4) \cdot XC}{A_c} \quad (2.31)$$

Bien que le second terme de l'équation (2.31) soit généralement négligé devant l'importance du premier, le modèle proposé conserve néanmoins les deux termes. Si on différencie

l'équation (2.31), on obtient:

$$dG_T/dX = \frac{K_1 \cdot K_2 \cdot 60}{(XC - K_2)^2} + \frac{(Q_2 + Q_4)}{A_c} \quad (2.32)$$

On trouve la concentration limite C_L en égalant l'équation (2.32) à zéro : $dG_T/dX = 0$

$$C_L = K_2 + \sqrt{(K_1 \cdot K_2 \cdot 60 / V_m)} \quad (2.33)$$

Finalement, en remplaçant C_L dans l'équation (2.32), on obtient le flux limite de solides dans le décanteur :

$$G_L = (V_m + \frac{K_1 \cdot 60}{(C_L - K_2)}) \cdot C_L \quad (2.34)$$

2.6.1 Les hypothèses de base du modèle de décantation

La notion de flux total limite de solides G_T de même que celle de concentration limite C_L régit le comportement dynamique du décanteur selon un protocole défini comme suit (Busby, 1973) :

1. La zone d'épaississement du décanteur est divisée en dix couches distinctes chacune agissant comme un réacteur bien mélangé. La couche inférieure est d'épaisseur constante égale à vingt centimètres. Les huit couches supérieures sont d'épaisseurs variables allant de zéro à quinze centimètres. L'épaisseur de la couche de surface peut varier entre zéro et cent centimètres.

2. Quand l'épaisseur d'une couche devient inférieure à 0.5 cm, cette couche disparaît et le résidu est assimilé à la couche immédiatement inférieure. Si l'épaisseur d'une couche devient supérieure à 15 cm, une nouvelle couche apparaît immédiatement au dessus d'elle jusqu'à concurrence de dix couches.

3. Le décanteur est circulaire et on suppose qu'il n'existe aucun gradient radial de concentrations.

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

5. On ne considère pas le phénomène de compression des boues au fond du décanteur.

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

7. Quand le débit soutiré est modifié, une nouvelle concentration apparaît dans la couche alimentée. Cette concentration se propage par écoulement piston du haut vers le bas du décanteur à une vitesse déterminée par la force du flux total. Des pointeurs indiqueront le temps nécessaire au changement de concentration de toutes les couches du décanteur.

8. L'expression différenciée du flux est utilisée pour trouver la concentration recyclée X_R au bas du décanteur. Pour notre part, on utilise la forme intégrée (James, 1984) et ce faisant, on calcule la concentration recyclée par un bilan de matière autour de la couche inférieure limitrophe. On trouve :

$$X_R = G_L \cdot \frac{A_c}{Q_3 + Q_4} \quad (2.35)$$

On remarquera que l'approche ci-dessous n'est pas proprement dite dynamique. Il s'agit plutôt d'un modèle pseudo-dynamique puisque le flux et la concentration limitante dépendent uniquement du débit et sont donc constants au travers du décanteur (Patry, 1987). Le modèle de Stehfest (1984) aurait été plus approprié mais également légèrement plus complexe.

On a basé la fonction "clarification" du modèle sur l'équation empirique développée par Keinath et al. (1977) et qui vient ainsi remplacer l'équation originale du modèle de Busby et Andrews (1975). On remarque cependant qu'aucune modification n'est faite pour tenir compte de la température, de l'âge des boues ou des variables reliées à la conception du décanteur secondaire ou à la nature des matières volatiles en suspension dans le réacteur qui varie dans le temps selon le régime (Patry, 1987):

$$X_E = 4.5 + 0.00748 \cdot Q_{\Sigma} \cdot X_T \quad (2.36)$$

Cette formulation représente davantage la qualité de l'effluent pour un régime d'opérations pseudo-stationnaire que pour un régime transitoire. Pour palier à cet inconvénient, Olsson et Chapman (1985) ont élaboré un modèle dynamique basé sur des essais effectuées avec un décanteur à échelle pilote. Une méthode d'identification paramétrique continue leur permet d'ajuster la variabilité des propriétés de décantation au cours d'une simulation. Malheureusement, les paramètres du modèle ne sont pas transposables, nous avons donc préféré garder notre formulation qui demeure valable en autant qu'on évite les conditions d'opération extrêmes.

Le tableau récapitulatif 2.7 présente la liste des symboles du modèle de décantation.

A_c	: surface de décantation	m^2
C_L	: concentration limite pour une condition d'opération donnée	mg/l
G_g	: flux de matière due à la gravité	$mg/h \cdot cm^2$
G_L	: flux limite pour une condition donnée	$mg/h \cdot cm^2$
G_s	: flux de matière due au soutirage	$mg/h \cdot cm^2$
G_T	: flux de matière total: $G_s + G_g$	$mg/h \cdot cm^2$
K_1	: paramètre de décantabilité des boues	$l/h \cdot mg$
K_2	: paramètre de décantabilité des boues	su^*
Q_1	: débit volumique	m^3/h
t	: variable temps	h
V_g	: vitesse due à la gravité	m/h
V_s	: vitesse de soutirage par le bas	m/h
X_E	: concentration de solides dans l'effluent Q_2	mg/l
X_R	: concentration existant au bas du décanteur	mg/l
X_T	: concentration totale de solides qui affluent dans le décanteur	mg_{MVE}/l
Z_T	: hauteur totale du lit de boue	cm

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

Tableau 2.7: Liste des symboles pour le modèle du décanteur.

* : "su" signifie que le paramètre est adimensionnel

CHAPITRE 3

LES STRATEGIES DE CONTROLE

Ce chapitre présente la stratégie de contrôle à deux niveaux hiérarchiques proposée dans cette étude pour améliorer les performances du procédé. Quelques auteurs (Beck, 1984; Maeda, 1984; Holmberg, 1982) ont choisi des structures similaires. Ainsi, le niveau supérieur fixe le mode optimal d'opération par l'intermédiaire de règles écrites et le niveau inférieur maintient le système à son niveau opérationnel optimal. Les paragraphes suivants détaillent chacun des niveaux considérés dans notre stratégie.

3.1. ELEMENTS DE BASE DES CONTROLEURS

3.1.1 Contrôle analogique et contrôle digital

Le contrôle de procédé a grandement progressé, ces dernières années, en raison des développements en matière de technologie. Fiables, peu coûteux, miniaturisés et faciles à interfacer, les processeurs électroniques comptent pour beaucoup dans l'introduction rapide des composantes digitales dans le domaine du contrôle. Dans la foulée des développements technologiques actuels, il est inévitable que le contrôle digital supplante rapidement le contrôle analogique. Ce dernier sera confiné à des rôles traditionnels d'acquisition de données.

Le contrôle analogique est particulièrement applicable à des

systèmes où on désire une traduction de la valeur quantitative d'une variable dynamique en informations électriques (voir figure 3.1). Malgré le progrès de l'électronique, cette étape primordiale du contrôle de procédé sera probablement toujours de nature analogique. Si la valeur de la variable à contrôler R peut-être reliée au signal électrique V émis, alors le processus est dit analogique. Ce voltage sera comparé à un voltage de référence V_{REF} et un signal électrique sera émis, puis recodé de manière à induire une action de la variable manipulée A .

La figure 3.2 montre qu'on peut traduire (A/D) le signal électrique (CM) original en code binaire de deux, quatre, huit ou seize bits et ainsi représenter l'état de la variable (C) à contrôler. Ce code sera interprété par un ordinateur digital, re-décodé en valeur numérique (D/A), comparé au point de consigne (CS) et finalement des actions de contrôle seront entreprises. Un cas particulier de contrôle, le contrôle digital à action directe (CDAD), survient lorsque l'ordinateur fait partie intégrante de la boucle de contrôle. Dans nos travaux, on étudiera plus particulièrement les boucles de contrôle à action directe parce qu'elles présentent l'avantage de calculer des variables intermédiaires souvent non-mesurables. Le temps nécessaire au calcul par incréments de temps de contrôle en fait un type de contrôle "pseudo-temps réel".

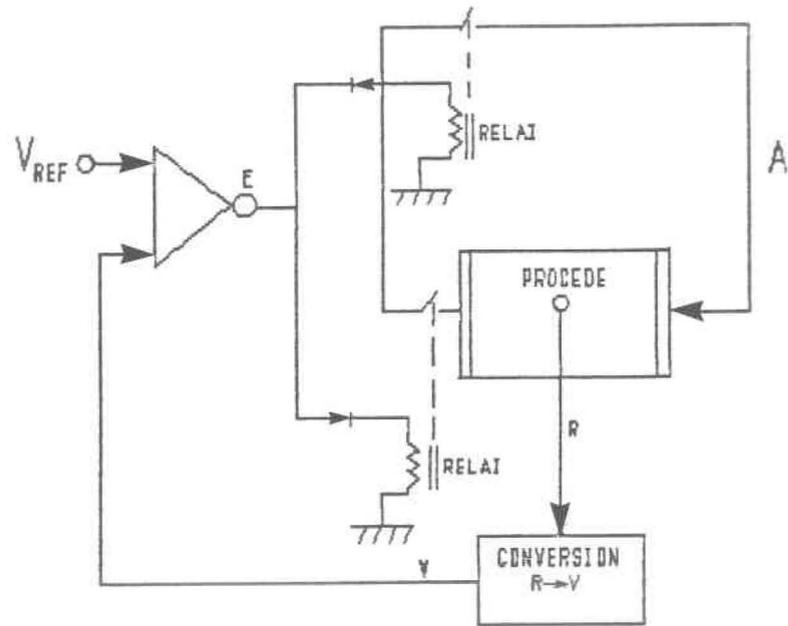


Figure 3.1: Représentation schématique d'un procédé contrôlé à l'aide d'un contrôleur analogique (d'après Murrill, 1981).

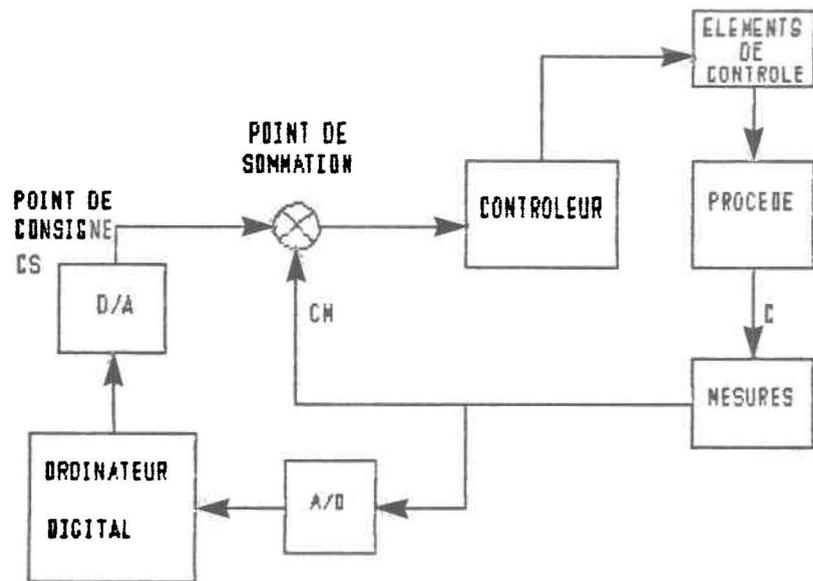


Figure 3.2: Représentation schématique d'un procédé contrôlé à l'aide d'un contrôleur digital à action directe (d'après Murrill, 1981).

3.1.2 Les variables contrôlées

Une étude effectuée sur quinze usines à boues activées par Berthouex et al. (1985), a caractérisé les causes de défaillances couramment rencontrées dans le procédé. Après avoir noté la fréquence et la durée des défaillances, ils ont obtenu les résultats suivants : un faible taux d'oxygène dissous dans le réacteur, un débit volumétrique élevé de l'affluent, une faible concentration des matières 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 pourrait, sinon augmenter, du moins uniformiser le rendement d'une usine.

Plusieurs stratégies de contrôle sont reportées dans la littérature et chacune d'elles s'avère généralement profitable aux performances de l'usine. Ainsi, Schlintz et al. (1985) notent une amélioration significative de la qualité de l'effluent et des coûts d'opération suite à l'implantation de boucles contrôlant l'oxygène dissous dans le réacteur et le débit purgé dans le décanteur secondaire. Skellet et Lennox (1985) prévoient l'amortissement d'un programme d'automatisation d'une grosse station d'épuration, équipements et installation inclus, sur une période de deux ans et ceci grâce aux coûts de main-d'oeuvre épargnés. Ces exemples démontrent la pertinence d'une stratégie efficace en traitement des eaux.

3.1.3 Les boucles de contrôle traditionnelles

Dans les sections précédentes, on a référé à l'expression "boucles de contrôle" sans en donner la sémantique exacte. Les paragraphes qui suivent élaborent sur ce sujet.

3.1.3.1 La boucle à contre-réaction (CCR)

La boucle à contre-réaction est la plus utilisée et la plus simple à définir mathématiquement. Comme toute action de contrôle, on cherche à filtrer les variations à l'entrée du système de manière à les amoindrir avant qu'ils n'atteignent la sortie et ainsi permettre au système de rester dans un état d'opération constant. Cette boucle utilise l'information sur le comportement de l'extrant Z , de manière à atténuer ou éliminer l'effet perturbateur causée par une variable non-mesurée E , tel qu'illustré à la figure 3.3a.

3.1.3.2 La boucle à réaction positive (CRP)

Bien qu'efficace dans le cas de temps de réponse long du procédé, la boucle à réaction positive reste peu utilisée parce qu'elle demande à prime abord la connaissance des fonctions de transfert du contrôleur et du procédé. Lech et al. (1978a; 1978b) ont démontré que les meilleurs résultats de contrôle sur une usine à boues activées sont obtenus par l'utilisation de boucles de ce type. Ces contrôleurs enregistrent les informations concernant les perturbations E et les utilisent de manière à les annuler avant qu'ils n'atteignent la sortie Z (voir figure 3.3b).

Les contrôleurs CCR et CRP sont dits à boucles fermées. Un contrôleur à boucle ouverte ignore tout simplement l'état actuel du système avant d'entreprendre une action. La figure 3.3c illustre ce type de contrôleur. Celui retenu dans nos travaux est de type CCR.

3.1.4 Mode d'action des contrôleurs traditionnels

3.1.4.1 L'erreur

L'action entreprise par un contrôleur est fonction de l'erreur et du délai de réponse. L'erreur, c'est la différence entre la valeur désirée et la valeur mesurée de la variable à contrôler au temps de contrôle t_c . Le délai représente la somme des retards de capacités, des résistances au transfert de matière et des temps morts et se traduit par la répartition de la réponse du procédé dans le temps. L'effet combiné des délais et de l'erreur fait osciller la réponse autour de la valeur désirée: le point de consigne. 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. Dans un cas comme dans l'autre, on réduit l'oscillation par une combinaison judicieuse des différents éléments de réponse (Stephanopoulos, 1984).

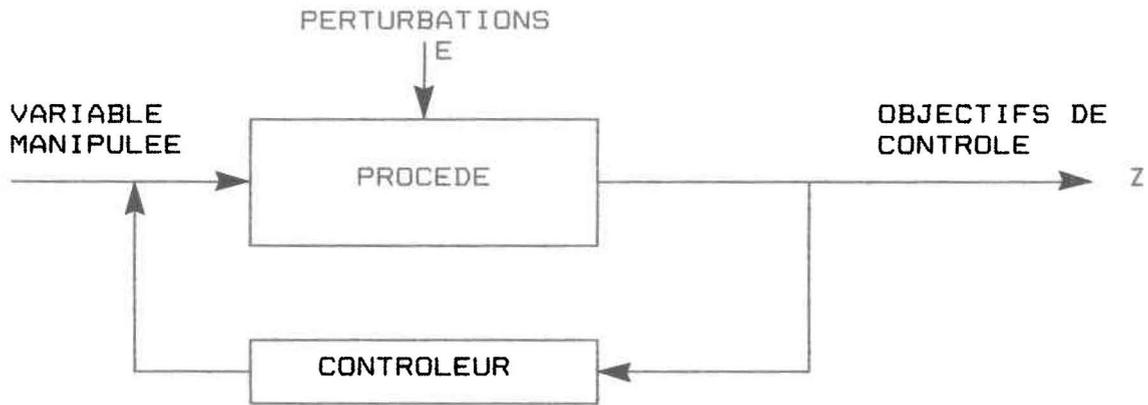


Figure 3.3a: Représentation schématique d'un contrôleur CCR.

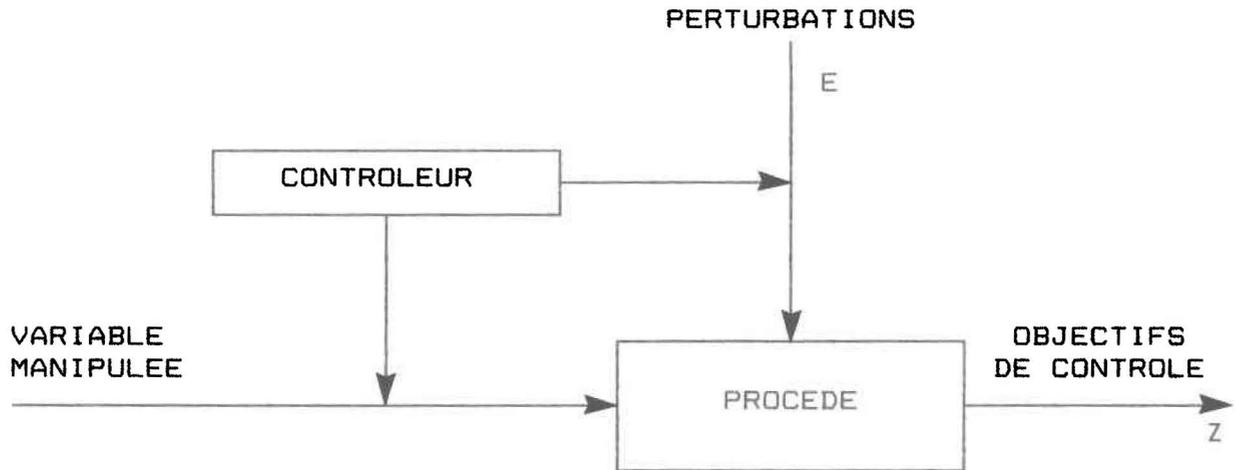


Figure 3.3b: Représentation schématique d'un contrôleur CRP.

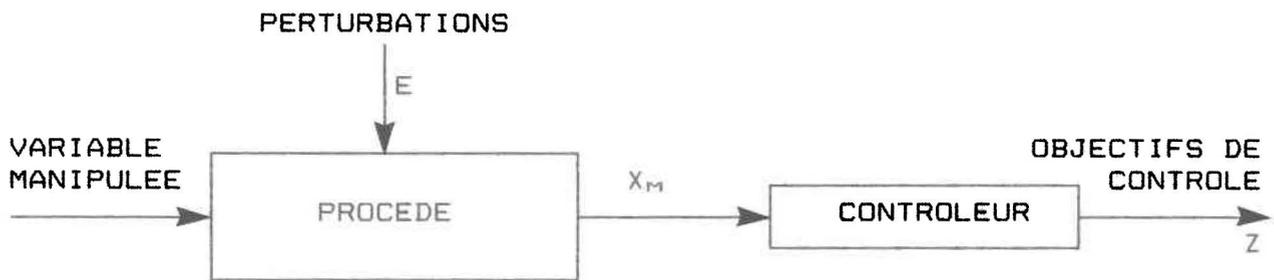


Figure 3.3c: Représentation schématique d'un contrôleur à boucle ouverte.

3.1.4.2 Réponses du contrôleur traditionnel

On peut classifier en trois groupes les éléments de la réponses d'un contrôleur.

1) L'action proportionnelle (P) représente une relation linéaire entre la valeur de la variable contrôlée et celle de la variable manipulée. Par exemple, on suppose que l'erreur est donnée par : $e = C_1 - C_m$ où

e = erreur

C_1 = valeur mesurée de la variable contrôlée

C_m = point de consigne de la variable contrôlée

alors $M = K_p \cdot e$ où M est la nouvelle valeur de la variable manipulée. Plutôt que de parler de proportionnalité, on parle souvent de gain. Les deux termes réfèrent cependant à la relation entre l'intrant et l'extrant du procédé. Ce type de contrôleur répond généralement sans oscillation et est facile à calibrer. Par contre, il induit une erreur permanente lorsque sujet à un changement brusque de l'intrant.

2) L'action intégrale (I) régit la réponse du contrôleur comme étant proportionnelle à l'intégrale de l'erreur. Tant que l'erreur demeure différente de zéro, la correction sur la variable manipulée continue. L'utilisation d'un tel contrôleur élimine donc l'erreur permanente.

3) L'action dérivative (D) engendre une réponse proportionnelle au taux de changement de la variable contrôlée. Son avantage est qu'en s'opposant à tout changement, il amène une action stabilisatrice.

La combinaison des actions proportionnelle, différentielle et intégrale donne lieu à un ensemble de contrôleurs composés de un, deux ou trois mode(s) d'action. Le tableau 3.1 inspiré de Murrill (1981), donne un aperçu des combinaisons d'actions possibles et l'expression mathématique correspondante.

SYMBOLES	DESCRIPTION	EXPRESSION MATHEMATIQUE
		un mode
CCR-P	Proportionnel	$m=K_p \cdot e$
CCR-I	Intégral	$m=1/T_i \int e \cdot dt$
		deux modes
CCR-PI	proportionnel-intégral	$m=K_p \cdot [e+1/T_i \int e \cdot dt]$
CCR-PD	proportionnel-différentiel	$m=K_p \cdot [e+T_d \cdot de/dt]$
		trois modes
CCR-PID	proportionnel-différentiel-intégral	$m=K_p \cdot [e+1/T_i \int e dt + T_d \cdot de/dt]$

Tableau 3.1: Modes conventionnels des contrôleurs CCR (Murrill, 1981).

En résumé, la caractéristique principale de l'action proportionnelle-intégrale (PI) est une réponse sans erreur permanente. Cependant, il existe des possibilités d'instabilité reliée au délai introduit par l'action intégrale. L'action proportionnelle-différentielle (PD) est stable, présente moins d'erreur permanente que l'action proportionnelle seule et montre des temps de réponse accélérés. Finalement, l'action proportionnelle-différentielle-intégrale (PID), plus complexe, amène une réponse rapide et sans erreur permanente. Le contrôleur PID convient à des procédés comportant plusieurs réservoirs d'accumulation et présentant de fortes variations de charge dans un court intervalle de temps. A cause de ces caractéristiques, ce dernier est celui retenu dans nos travaux. On verra à la section suivante comment ajuster les paramètres de ce contrôleur.

3.1.5 Ajustement des paramètres des contrôleurs PID

Un contrôleur à contre-réaction a peu de valeur en soi s'il n'est pas correctement ajusté. On a donc avantage à déterminer les valeurs optimales du gain K_p , de la constante intégrale T_i et de la constante différentielle T_d du contrôleur. L'ajustement des paramètres reçoit de plus en plus d'attention en raison de son importance dans la théorie du contrôle automatique. Ziegler et Nichols (1942) ont élaboré une méthode utilisant la technique de la "courbe de réponse d'un procédé" pour déterminer les paramètres d'un contrôleur CCR-PID.

La "courbe de réponse d'un procédé" est basée sur la réaction du procédé à une demande échelon. La figure 3.4 illustre son application dans le cas où on mesure la variation de hauteur du lit des boues d'un décanteur secondaire en fonction du temps. Pour utiliser la méthode, on doit déterminer la pente maximale R_r et le délai de réponse L_r tel qu'illustré sur la figure 3.4. Le délai est déterminé par l'intersection de la tangente au point de pente maximale et de la réponse à l'équilibre avant d'appliquer la demande échelon. On obtient les valeurs des coefficients du contrôleur en employant la relation du critère d'amplitude minimal. :

$$\begin{aligned}K_p &= 1.2 / L_r \cdot R_r \\T_i &= 2.0 / L_r \\T_d &= 0.5 \cdot L_r\end{aligned}$$

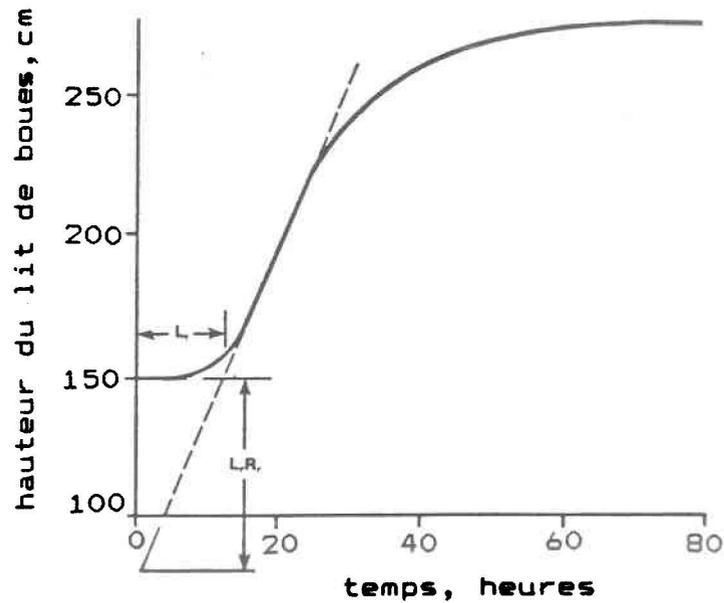


Figure 3.4: Application de la méthode de Ziegler et Nichols (1942).

3.1.6 Contrôleur automatique à règles qualitatives

L'intelligence artificielle ouvrent de nouvelles avenues quant aux possibilités de contrôle. Destiné à la régulation des paramètres critiques d'une usine à boues activées, le contrôleur intelligent a l'avantage de pouvoir servir en plus à la planification et au diagnostic du procédé. Il est également possible d'améliorer la réponse du contrôleur en l'enrichissant de nouvelles règles au fur et à mesure que les connaissances progressent.

Beck et al. (1978), Maeda (1984) et Holmberg (1982) ont proposé un contrôleur utilisant un ensemble de règles linguistiques issues de l'expérience d'un opérateur d'usine.

Seize règles linguistiques, issues des travaux de Beck et al. (1978), sont considérées dans nos travaux.

3.1.6.1 Les concepts du contrôleurs à règles

L'idée de base est de décrire un procédé de façon qualitative. Les règles servent essentiellement à choisir une action de contrôle en regard aux conditions actuelles d'opération. Le tableau 3.2 présente les variables servant d'intrant au contrôleur et correspondant aux variables d'état du procédé. On y trouve également les actions de contrôle qui constituent l'extrant du contrôleur.

INTRANTS	DESCRIPTION
DBTE	demande biologique d'oxygène - effluent
MESE	matières en suspension - effluent
MVS	matières en suspension - liqueur mixte
MSBR	matières en suspension - boues recyclées
S_{NH42}	concentration d'ammoniaque - effluent
S_{ODPC}	point de consigne pour oxygène dissous
Q_3	débit des boues purgées
EXTRANTS	DESCRIPTION
DELODPC*	$S_{ODPC}(t) = S_{ODPC}(t-1) + DELODPC(t)$
DELPCTR**	$PCTR(t)* = PCTR(t-1) + DELPCTR(t)$
DELQ3***	$Q_3(t) = Q_3(t-1) + DELQ3(t)$

Tableau 3.2: Intrants et extrants du contrôleur à règles.

- * Variation du point de consigne de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur
- ** Variation du point de consigne du taux de recirculation des boues
- *** Variation du débit de boues purgées

La figure 3.5 présente la triple problématique du contrôleur à règles:

- 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.

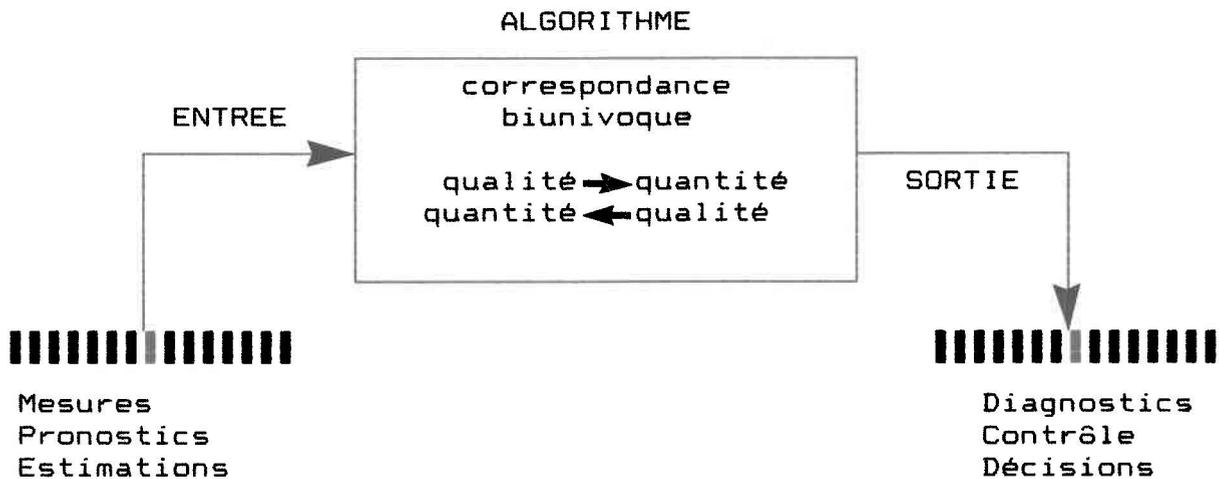


Figure 3.5: Algorithme du contrôleur intelligent.

Les seize règles de contrôle peuvent être réduites à une expression du type :

QUAND "Y" ALORS FAIT "U"

où Y = conditions observées dans le procédé.

U = action de contrôle proposée par le contrôleur.

Les règles sont présentées au tableau 3.3. Les symboles P, M, G, p, n et nG signifient respectivement "petit", "moyen", "grand", "positif", "négatif" et "différent de grand". Par

exemple, la règle quatre se lit :

Quand la concentration des matières en suspension dans l'effluent est petite et que la concentration d'ammoniaque dans l'aérateur est moyenne, alors procède à un petit changement positif du point de consigne de l'oxygène dissous dans l'aérateur.

#*DBTE	MESE	MVS	Q ₄	S _{NH42}	S _{ODPC}	Q ₃	DELODPC	DELPCTR	DELQ3
1	P	P	M	M	P	G	Gn		
2	P	P	M	M	P				Pp
3	P	P	M	M	P				Pn
4		P			M		Pp		
5	P				M				Pn
6	P				G		Gp		
7	P				G				Gn
8	nG	M						Pp	
9	nG	G						Gp	
10			G						Gp
11			P						Pn
12			P						Gn
13			P					Pp	
14			G					Pn	
15	M	P			P				Pn
16	G	P			P				Gn

Tableau 3.3: Règles linguistiques du contrôleur à règles.

* : Le symbolisme des titres est décrit à la figure 3.2

L'utilisation des tables d'interprétation permet de relier chaque qualificatif (P,M,G,nG,Gn,Gp,Pp,Pn,p,n) à une quantité et ceci avec un degré d'appartenance μ . On retrouve l'ensemble des tables d'interprétation utilisées à l'appendice (A). Ainsi, un coefficient d'appartenance égal à un signifie que la relation qualité-quantité est parfaitement vraie. A l'opposé, un coefficient d'appartenance nul montre que la relation est

fausse. Initialement, Beck et al. (1978) établissaient plusieurs relations d'appartenance pour un même élément (quantité ou qualité). On considère ici strictement des applications biunivoques.

3.1.6.2 Algorithme de décision

La méthode qu'on utilise pour exprimer, puis interpréter les règles informatisées est basée sur l'approche de Zadeh (1973). La méthode s'appuie sur la théorie des ensembles et présente l'avantage d'être rapide d'exécution, donc parfaitement applicable à des procédés opérés en temps réel. De plus, sa faible demande en espace mémoire facilite une implantation sur micro-ordinateur.

Essentiellement, l'algorithme se traduit par :

- 1) A chaque intervalle de contrôle, identifier la valeurs numériques des sept variables d'états du procédé.
Ex: concentration en MVS = x_0
concentration en MESE = y_0
- 2) Pour chaque variable d'état, identifier la valeur qualitative et le degré d'appartenance correspondant.
Ex: pour x_0 on a $\mu_{A_1}(x_0)$
pour y_0 on a $\mu_{B_1}(y_0)$
- 3) Pour chaque règle, trouver le degré d'appartenance minimal pour l'ensemble des variables d'états.
Ex : DEP = MIN [$\mu_{A_1}(x_0), \mu_{B_1}(y_0)$]
- 4) Pour chaque règle, trouver le degré d'appartenance de la variable d'action.
Ex : concentration des boues recyclées = C_0
- 5) Pour chaque règle, trouver la pondération minimale attribuée à la variable d'action.
Ex : POND = MIN (DEP, C_0)

6) Pour l'ensemble du contrôleur, trouver la valeur pondérée maximale attribuée à chaque variable d'action.

$$\text{Ex : } C' = \text{MAX} \sum_i C_i$$

7) Etablir la relation biunivoque entre la pondération C' de la variable d'action et la valeur réelle.

Outre Tong et al. (1980), Mamdani (1974; 1977) a appliqué cet algorithme à un problème de transfert de chaleur avec succès. La section suivante réunira les notions de contrôleur CCR-PID et de contrôleur à règles dans une stratégie intégrée de contrôle du procédé à boues activées.

3.2 STRATEGIE DE CONTROLE - DEVELOPPEMENT

La figure 3.6 montre que le problème de contrôle de l'usine à boues activées considérée sera traité à deux niveaux hiérarchiques. Le niveau le plus élevé détermine les critères d'opération optimaux du procédé tels les points de consigne des variables de contrôle. La concentration d'oxygène dissous et la hauteur du lit des boues de référence et la fraction des boues recyclées sont régies par les actions du niveau supérieur. Ces actions seront pris en charge par notre contrôleur "intelligent" décrit à la section 3.1.5.

Les actions de contrôle du niveau inférieur consistent à maintenir le procédé autour des points de référence choisis. Les variables contrôlées seront la concentration d'oxygène dissous

dans l'aérateur de même que les quantités des boues purgées et recyclées. Ces variables ont fait l'objet de plusieurs études et sont généralement reconnues comme susceptibles d'améliorer les performances du procédé à boues activées. Le tableau 3.4 présente les objectifs visés par notre stratégie de contrôle.

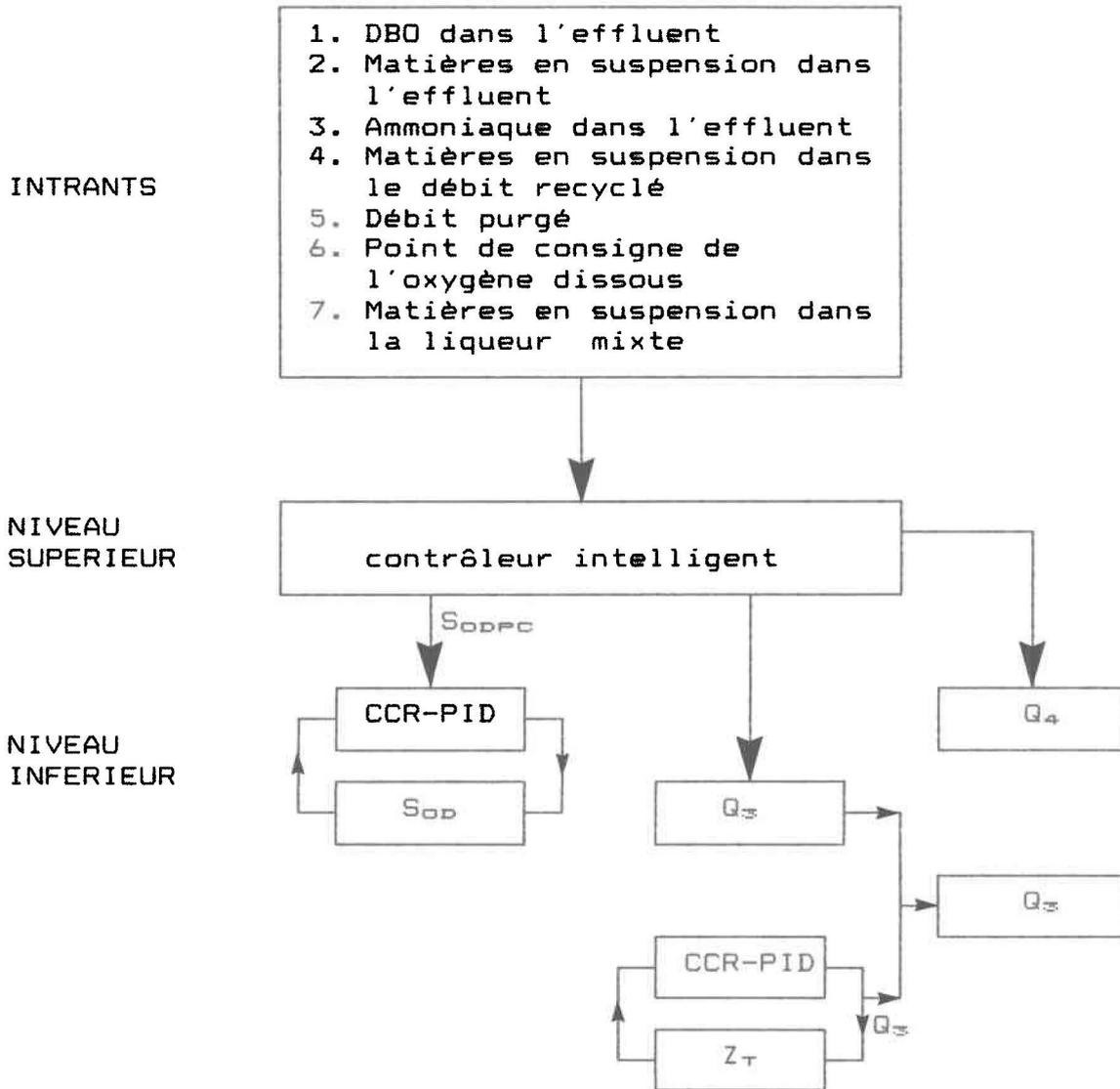


Figure 3.6: Organigramme de la stratégie de contrôle proposée.

VARIABLES CONTROLEES	OBJECTIFS VISES
OXYGENE DISSOUS DANS LE BASSIN D'AERATION	<ul style="list-style-type: none"> • contrôle précis de l'air injectée • améliore la qualité de l'effluent • diminue la demande en énergie • améliore la décantabilité des particules • diminue le risque de gonflement de boues
QUANTITE DES BOUES PURGEES	<ul style="list-style-type: none"> • maintient un niveau approprié de MVS dans le décanteur • influence la nitrification et l'enlèvement du substrat organique • améliore la décantabilité des particules • diminue les besoins en énergie des pompes à boues • améliore la qualité de l'effluent
QUANTITE DES BOUES	<ul style="list-style-type: none"> • aide au maintien d'un niveau souhaitable des solides dans le décanteur et le réacteur • prévient des problèmes potentiels de dénitrification et de gonflement des boues • prévient des coûts prohibitifs

Tableau 3.4: Objectifs visés par la stratégie de contrôle.

Pour réaliser nos objectifs, on utilisera deux boucles traditionnelles de type CCR-PID. La première boucle manipulera le débit d'air pour contrôler l'oxygène dissous dans le bassin d'aération et la seconde manipulera le débit des boues purgées afin de régulariser la hauteur du lit des boues dans le décanteur secondaire (voir figure 3.6). On remarquera qu'aucune boucle traditionnelle ne régie le comportement de la quantité recyclée. En effet, Holmberg et Forsström (1984) ont observé que l'emploi d'une telle boucle diminue, au lieu d'augmenter, la qualité de

l'effluent. Ainsi, l'algorithme de contrôle de la quantité recyclée se résume à :

$$Q_4 = \alpha \cdot Q_0 \quad (3.1)$$

où α = fraction recyclées des boues

3.2.1 La quantité purgées des boues

Pour cette variable, on a un double contrôle: le premier, de type conventionnel manipule le débit purgé Q_3 afin de régulariser la hauteur du lit des boues Z_T .

$$e_1(t) = (Z_T - Z_{TFC})_t$$

où e_1 = erreur sur la hauteur du lit des boues [=] cm

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

$$Z_T(t) = K_{P1} \cdot [(e_1(t) - e_1(t-1)) + T_{I1} \cdot e_1(t) \cdot T_{I1} + T_{D1}/T_{C1} \cdot (e_1(t) - 2 \cdot e_1(t-1) + e_1(t-2))] \quad (3.2)$$

où

T_{C1}	= intervalle de contrôle	[=] h
T_{I1}	= constante d'intégration	[=] (h) ⁻¹
T_{D1}	= constante de différentiation	[=] h
K_{P1}	= constante de proportionnalité	[=] adimensionnel
Z_T	= hauteur du lit de boue au temps t	[=] cm
$Z_T(t)$	= variation de la hauteur du lit des boues au temps t	[=] cm
Z_{TFC}	= point de consigne pour la hauteur du lit des boues = 160	[=] cm

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

$$Q_{\text{p}}(t) = Q_{\text{p}}(t-1) + \text{DEL}Q_{\text{p}}(t)$$

$$\text{avec } \text{DEL}Q_{\text{p}}(t) = 100 \cdot Z_T \cdot A_c / T_{c1} \quad (3.3)$$

où A_c = surface du décanteur dans la portion droite [=] m^2
et $\text{DEL}Q_{\text{p}}$ = variation du débit des boues purgées calculée par bilan [=] m^3/h

Le contrôleur à règles vient, lui aussi, influencer le comportement de la quantité des boues à purger. Aussi, il faut considérer un algorithme de décision permettant de choisir la meilleure réponse transmise M_T . La figure 3.7 montre cet algorithme. Les hypothèses de base sont :

a. Dans le cas où les actions M_1 du contrôleur CCR-PID et M_2 du contrôleur à règles sont contradictoires, l'action M_1 aura préséance parce qu'elle va nécessairement tendre à diminuer l'erreur e_1 . L'action M_2 est ignorée totalement.

$$M_T = M_2$$

b. Dans le cas où les actions M_1 et M_2 vont dans le même sens, alors deux cas sont possibles :

1- Si la hauteur du lit des boues, Z_T , est suffisamment près du point de consigne Z_{TFC} ($\pm 15\text{cm}$), on entreprend l'action M_2 .

$$M_T = M_2$$

2- Si la hauteur Z_T est très différente du point de consigne ($>15\text{cm}$), alors on entreprend l'action permettant la plus grande variation de débit dans le sens de la correction.

$$M_T = M_1 \quad \text{si } Q_{\text{pR}} > Q_{\text{pC}}$$
$$M_T = M_2 \quad \text{si } Q_{\text{pC}} > Q_{\text{pR}}$$

Q_{pR} = débit proposé par le contrôleur à règles

Q_{pC} = débit proposé par le contrôleur CCR-PID

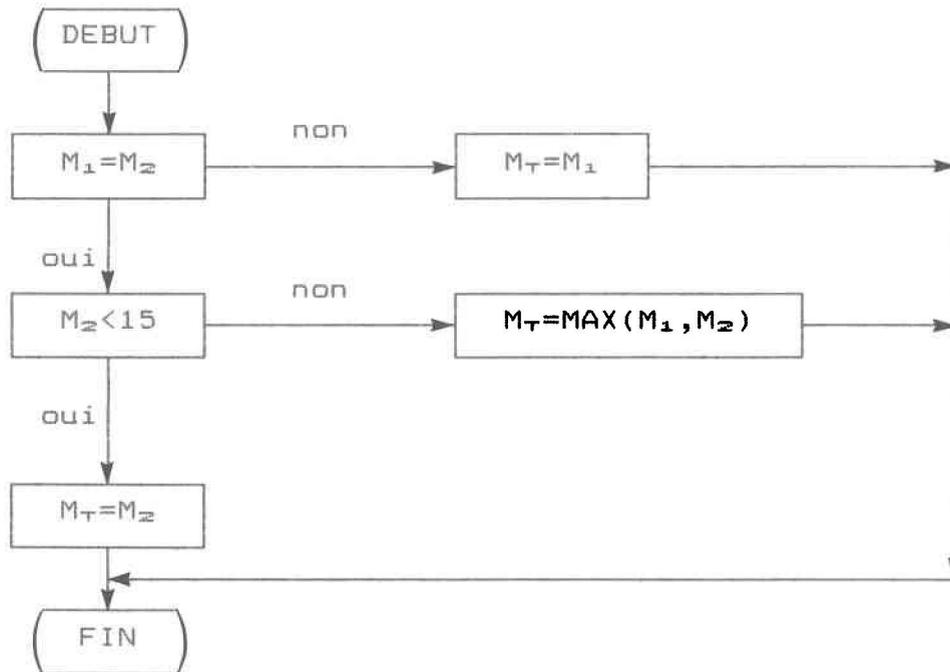


Figure 3.7: Algorithme pour décider du meilleur débit purgé Q_3 .

3.2.2 Quantité d'oxygène fournie

Cette variable réagit en fonction de l'erreur e_2 suivante :

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

où e_2 = erreur sur la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur en mg/l

pour un contrôleur CCR-PID on trouve :

$$S_{OD1}(t) = K_{P2} \cdot [(e_2(t) - e_2(t-1)) + T_{e2} \cdot e_2(t) \cdot T_{i2} + T_{d2} / T_{e2} \cdot (e_2(t) - 2 \cdot e_2(t-1) + e_2(t-2))] \quad (3.4)$$

- | | | |
|--------------|--|-------------------------|
| K_{P2} | = constante de proportionnalité | [=] adimensionnel |
| T_{i2} | = constante d'intégration | [=] (h) ⁻¹ |
| T_{d2} | = constante de différentiation | [=] h |
| T_{e2} | = intervalle de contrôle | [=] h |
| $S_{OD1}(t)$ | = concentration d'oxygène dissous à t | [=] mgO ₂ /l |
| S_{ODPC} | = point de consigne de la concentration d'oxygène dissous dans le réacteur | [=] mgO ₂ /l |

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

- 1- L'aérateur a une capacité maximale au delà de laquelle on ne peut augmenter le débit volumétrique d'air fourni.
- 2- L'efficacité du transfert d'oxygène est indépendante de la concentration en substrat dans le réacteur, de la température 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.
- 4- Le débit d'air calculé tient en compte l'efficacité de transfert. En d'autres mots le débit d'air en provenance du diffuseur est un débit net.

On trouve donc le débit d'air de la façon suivante :

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

$$\text{où } K_{TR} = 3.05 \times 10^{-3} \text{ m}^3_{AIR}/\text{mgO}_2 \text{ à } 20^\circ\text{C}$$

Ce paramètre, K_{TR} , représente la quantité d'oxygène transférée de la phase gazeuse à la phase liquide. Il sous-entend donc que notre système d'alimentation en oxygène utilise l'air ambiant.

Les expériences de Holmberg (1982) ont démontré qu'un contrôleur régissant l'oxygène dissous demeure efficace après un an d'opération avec le même ajustement. Grâce à cette observation, on supposera que l'ajustement des paramètres de nos deux contrôleurs, obtenu de la méthode de Ziegler et Nichols (1942) reste valide au cours d'une simulation donnée. On verra au

chapître cinq l'effet de la stratégie de contrôle proposée sur la performance d'une usine à boues activées. Le prochain chapître présentera l'évaluation des trois modèles présentés au chapître deux.

CHAPITRE 4

SIMULATIONS ET ANALYSE

4.1 LES SIMULATIONS

Pour vérifier le degré d'applicabilité des trois modèles biologiques développés et présentés au chapitre 2, on doit analyser leurs réponses respectives lorsqu'ils sont soumis à des affluents divers. Les conditions généralement rencontrées dans une usine à boues activées sont les suivantes:

- 1) affluent constant : $Q_0 = \text{constante} = 700 \text{ m}^3/\text{h}$
 $S_0 = \text{constante} = 550 \text{ mg/l}$
- 2) affluent sinusoïdal : $Q_0 = 650 + 150 \sin(2\pi t/24) \text{ m}^3/\text{h}$
 $S_0 = 500 + 150 \sin(2\pi t/24) \text{ mg/l}$
- 3) choc organique : $Q_0 = \text{constante} = 700 \text{ m}^3/\text{h}$
 $S_0 = 1350 \text{ mg/l}$ en pointe
et 450 mg/l autrement
- 4) choc hydraulique : $Q_0 = 1100 \text{ m}^3/\text{h}$ en pointe
et $550 \text{ m}^3/\text{h}$ autrement
 $S_0 = \text{constante} = 550 \text{ mg/l}$

Les figures 4.1 à 4.8 montrent les variations temporelles des affluents considérées pour nos travaux.

L'analyse des réponses à ces types de variations temporelles est faite en établissant un parallèle avec des critères tirés de la littérature et permettant de dégager le modèle le plus représentatif considérant un ensemble de paramètres s'y rattachant. Par la suite, une analyse de sensibilité permet de cerner le travail d'optimisation éventuel qui peut être utile à la calibration du modèle choisi pour les conditions physiques et

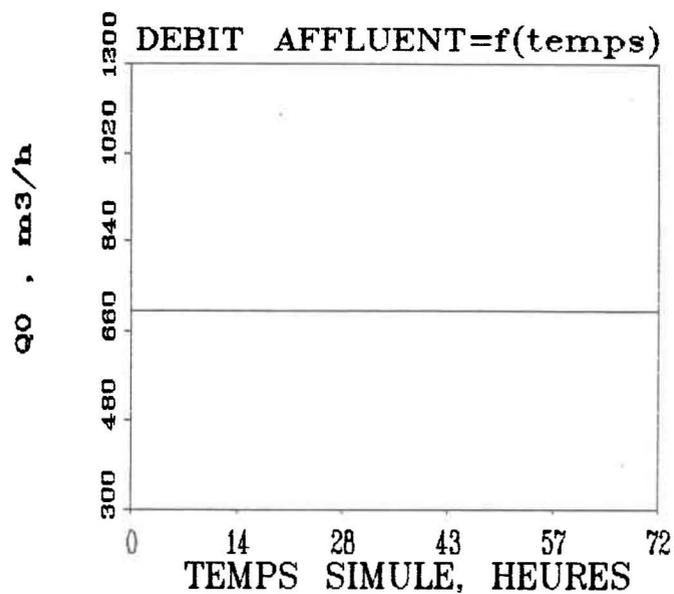


Figure 4.1: Débit volumétrique en régime permanent appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

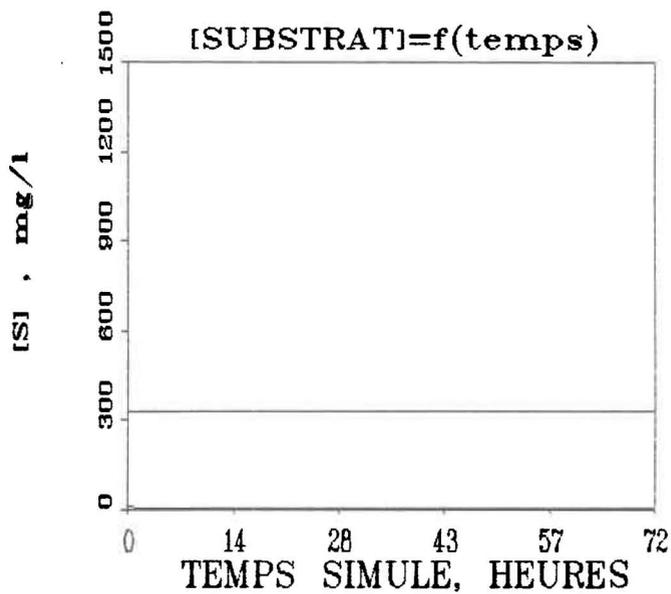


Figure 4.2: Concentration en substrat organique en régime permanent appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

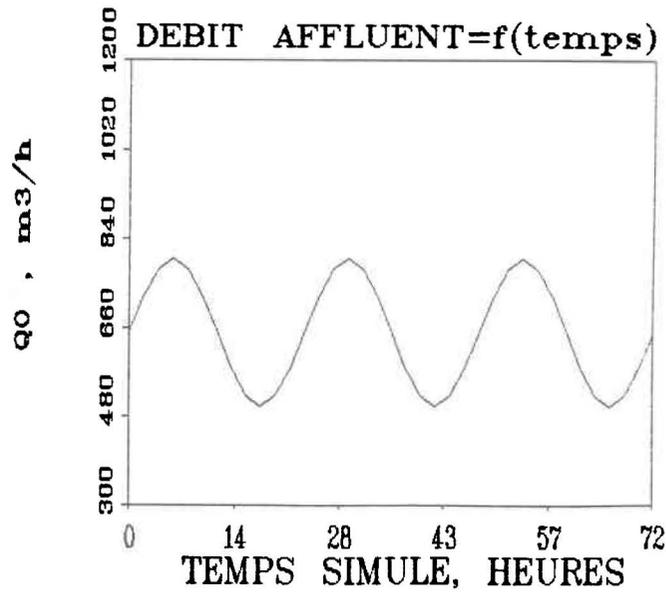


Figure 4.3: Débit volumétrique en régime sinusoïdal appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

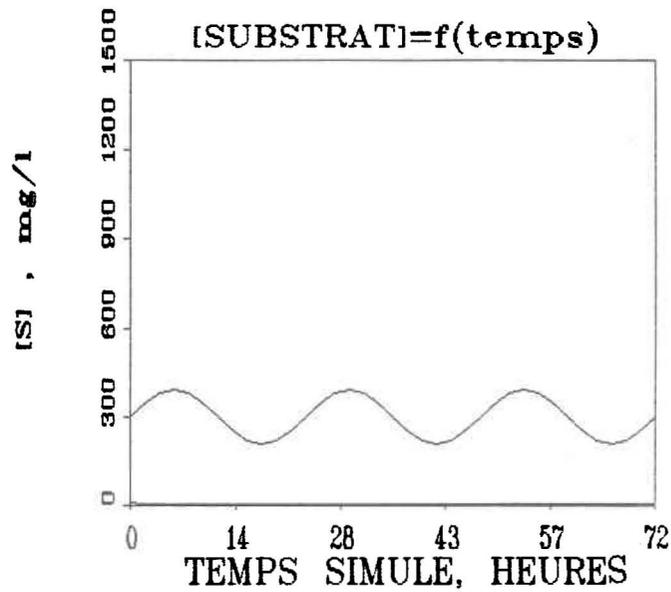


Figure 4.4: Concentration en substrat organique en régime sinusoïdal appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

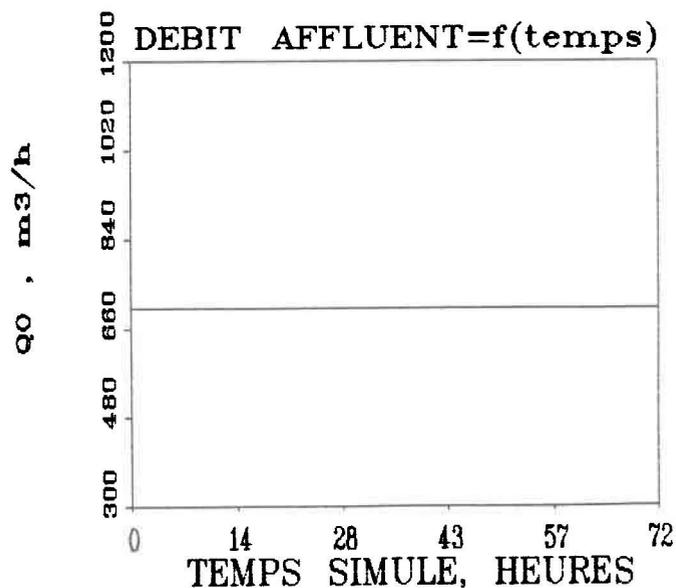


Figure 4.5: Débit volumétrique lors d'un choc organique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

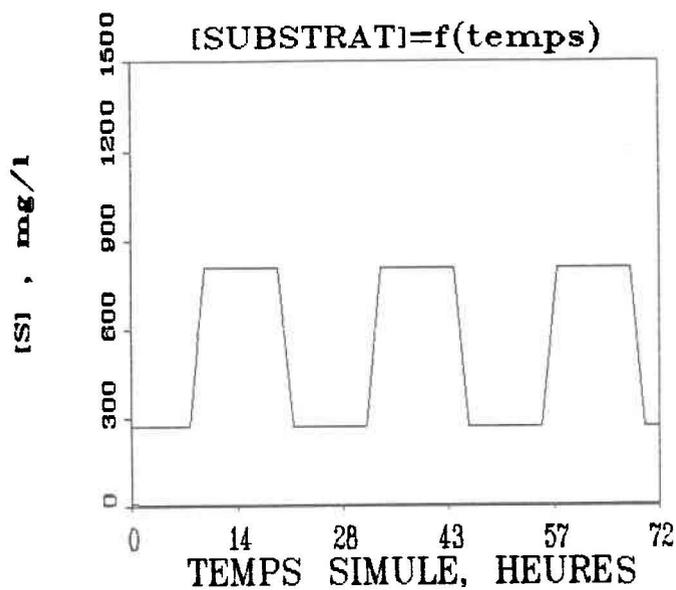


Figure 4.6: Concentration en substrat organique lors d'un choc organique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

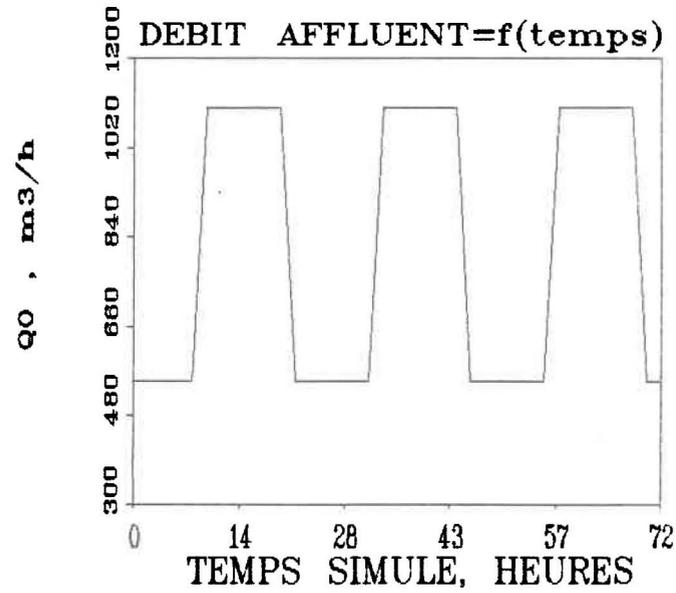


Figure 4.7: Débit volumétrique lors d'un choc hydraulique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

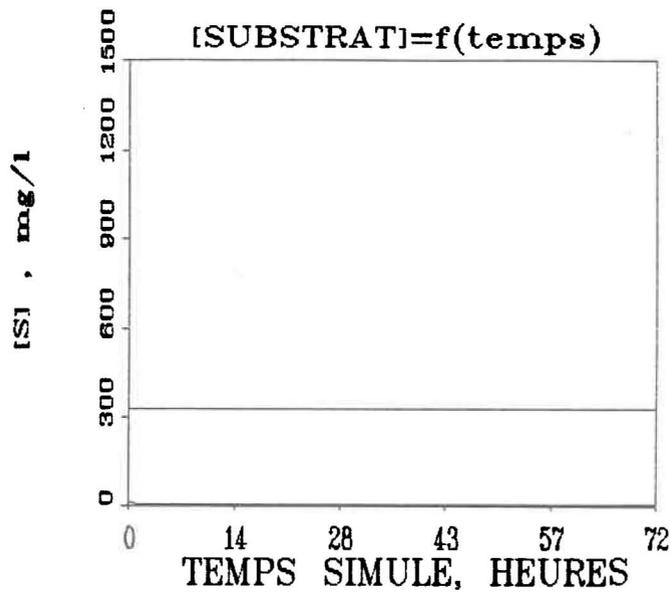


Figure 4.8: Concentration en substrat organique lors d'un choc hydraulique appliqué à l'usine de Norwich (Angleterre).

opérationnelles examinées. Dans le cas étudié, les paramètres et coefficients sont, comme on l'a indiqué précédemment, tirés de plusieurs sources et ne représentent donc pas une usine en particulier. Stenstrom (1975), Dold et al. (1980) et Prince (1977) utilisent des regroupements similaires dans leurs travaux et trouvent que les performances obtenues par leur modèle sont conformes à la réalité. Auparavant, ces auteurs avaient effectué une série de simulations afin de permettre l'identification des paramètres répondant à une gamme étendue de configurations du procédé. Les tableaux 4.1, 4.2 et 4.3 présentent les ensembles utilisés dans nos travaux. Ces paramètres sont reliés aux systèmes d'équations développés au chapitre 2.

L'usine considérée dans ces travaux est celle de Whitlingham située à Norwich en Angleterre. Les caractéristiques dimensionnelles et opérationnelles de l'usine, pour la période du 1^{er} janvier au 30 avril 1976, sont reportées au tableau 4.4 et toutes les simulations sont faites à partir des spécificités de l'usine soumise à des affluents municipaux non-décantés. Les caractéristiques de l'usine sont extraites de Beck et al. (1978) et de Beck (1981; 1984).

Lors des simulations, un micro-ordinateur de type IBM-AT-Turbo (facteur de performance de 10.1) a été utilisé pour implanter les modèles et la stratégie de contrôle en FORTRAN. Les équations différentielles sont résolues dynamiquement grâce à un

algorithme d'intégration numérique Runge-Kutta-Verner d'ordre cinq et six à pas variable. Le pas minimal d'intégration est fixé à 0.1 heure pour toutes les simulations après avoir constaté que la réponse des trois modèles devenait indépendante du pas lorsque ce dernier est inférieur à 0.1 heure. Dans ces conditions, on compte approximativement dix minutes de temps de calcul pour réaliser une simulation de 72 heures sur un procédé en régime permanent tandis qu'il faut trente-cinq minutes pour un procédé en régime transitoire.

L'ensemble du programme compte quinze sous-routines, quatre modules et quelques 3000 lignes de programmation. Les opérations suivantes peuvent être sélectionnées interactivement et le module approprié est exécuté :

- sélection d'un des trois modèles
- choix de l'ensemble des paramètres du modèle
- choix de l'intervalle de contrôle
- ajustement des contrôleurs traditionnels
- durée de la simulation effectuée
- choix du pas d'intégration minimal
- choix des possibilités graphiques
- analyse de sensibilité

L'organigramme est présenté à la figure 4.9. Le programme source se retrouve à l'appendice B.

PARAMETRE	VALEUR	UNITES
b	0.150×10^{-1}	h^{-1}
b_{NB}	0.830×10^{-2}	h^{-1}
b_{NB}	0.830×10^{-2}	h^{-1}
f _{SC}	$0.700 \times 10^{+0}$	su**
K_{LA}	0.550×10^{-3}	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
K_p	0.150×10^{-1}	h^{-1}
K_{SD}	0.200×10^{-2}	$(mg_{xA} \cdot h)^{-1}$
$K_{S_{NB}}$	$0.120 \times 10^{+1}$	mg/l
$K_{S_{NB}}$	$0.250 \times 10^{+1}$	mg/l
K_T	0.125×10^{-1}	$(mg_{xA} \cdot h)^{-1}$
K_{xA}	$0.300 \times 10^{+0}$	h^{-1}
S_{ODE}	$0.100 \times 10^{+2}$	mg/l
Y_1	$0.600 \times 10^{+0}$	su
Y_2	$0.200 \times 10^{+0}$	su
Y_{NB}	0.200×10^{-1}	su
Y_{NB}	0.500×10^{-1}	su
μ_{NB}	0.750×10^{-1}	su
μ_{NB}	0.500×10^{-1}	su
\emptyset	$0.124 \times 10^{+0}$	su

Tableau 4.1: Valeur des paramètres du modèle SMONO*.

* tiré de Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981),
Stenstrom et Andrews (1979) et Clift et Andrews (1981)

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

PARAMETRE	VALEUR	UNITES
b	0.260×10^{-1}	h^{-1}
b_N	0.167×10^{-2}	h^{-1}
$f_{b_{max}}$	$0.250 \times 10^{+0}$	su**
f_N	0.100×10^{-1}	TKN/MVS
f_{na}	$0.750 \times 10^{+0}$	su
f_{nb}	0.800×10^{-1}	su
f_{nu}	$0.000 \times 10^{+0}$	su
f_{sc}	$0.100 \times 10^{+1}$	su
f_{up}	0.900×10^{-1}	su
f_{us}	0.500×10^{-1}	su
K_{La}	0.550×10^{-3}	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
μ_{mp}	$0.125 \times 10^{+0}$	$mg_{DCCO}/mg_{MVS} \cdot h$
μ_{ms}	$0.330 \times 10^{+0}$	$mg_{DCCO}/mg_{MVS} \cdot h$
μ_N	0.270×10^{-1}	$mg_{DCCO}/mg_{MVS} \cdot h$
K_R	0.958×10^{-3}	$(mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
K_{sn}	$0.100 \times 10^{+1}$	mg_{DCCO}/l
K_{sp}	0.400×10^{-1}	mg_{DCCO}/l
K_{ss}	$0.200 \times 10^{+2}$	mg_{DCCO}/l
K_T	0.104×10^{-1}	$(mg_{MVS} \cdot h)^{-1}$
P	$0.148 \times 10^{+1}$	DCCO/MVS
S_{ODS}	$0.100 \times 10^{+2}$	mg/l
Y_1	$0.450 \times 10^{+0}$	su
Y_2	0.800×10^{-1}	su
Y_N	$0.100 \times 10^{+0}$	su

Tableau 4.2: Valeur des paramètres du modèle SBI*.

* tiré de Dold et al. (1980) et de Benedek et al. (1985)

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

PARAMETRE	VALEUR	UNITES
b	0.300×10^{-1}	h^{-1}
b'	0.100×10^{-2}	h^{-1}
b _{NB}	0.130×10^{-2}	h^{-1}
b _{NS}	0.200×10^{-1}	h^{-1}
f _{NB}	$0.100 \times 10^{+1}$	su**
f _{NS}	$0.100 \times 10^{+1}$	su
K ₀	$0.450 \times 10^{+0}$	h^{-1}
K ₁	0.100×10^{-1}	mg _{DCCO} /mg _{MVE} •h
K ₂	0.100×10^{-3}	mg _{DCCO} /mg _{MVE} •h
K ₃	0.100×10^{-3}	mg _{DCCO} /mg _{MVE} •h
K ₄	$0.500 \times 10^{+0}$	mg _{DCCO} /mg _{MVE}
K ₅	$0.500 \times 10^{+2}$	mg _{MVE} /mg _{NH4}
K ₆	0.250×10^{-1}	h^{-1}
K _{NB}	$0.100 \times 10^{+0}$	h^{-1}
K _{NS}	$0.100 \times 10^{+0}$	h^{-1}
K _{LP}	0.550×10^{-3}	$(m^3_{air} \cdot h)^{-1}$
K _{NH41}	$0.780 \times 10^{+3}$	mg _{DCCO} /l
K _{NH42}	$0.176 \times 10^{+2}$	mg _{DCCO} /l
K _{NO21}	$0.750 \times 10^{+3}$	mg _{DCCO} /l
K _{NO22}	$0.110 \times 10^{+3}$	mg _{DCCO} /l
S _{ODE}	$0.100 \times 10^{+2}$	mg _{DCCO} /l
Y ₁	$0.500 \times 10^{+0}$	su
Y _{NB}	0.500×10^{-1}	su
Y _{NS}	0.200×10^{-1}	su

Tableau 4.3: Valeur des paramètres du modèle HYBRIDE*

* tiré de Roques (1979)

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

CARACTERISTIQUE MOYENNE	SYMBOLE	VALEUR
volume du réacteur	V_1	8320 m ³
débit affluent	Q_0	857 m ³ /h
débit recyclé	Q_4	737 m ³ /h
débit purgé	Q_3	18 m ³ /h
débit d'air	Q_{AIR}	15675 m ³ /h
concentration affluent	S_0	551 mg _{DBCO} /l
concentration recyclage	S_4	5633 mg/l
concentration dans la liqueure mixte (MVS)	S_1	3145 mg/l
concentration d'ammonia- que dans l'affluent	S_{NH40}	40 mg/l
concentration de solides dans l'effluent	S_2	31 mg/l
concentration d'ammonia- que dans l'effluent	S_{NH42}	14 mg/l
âge des boues	AB	7 à 8 jours
efficacité en rendement de la DBD TOTALE		87.7 %
rapport F/M	F/M	0.235 $\frac{\text{kg DBD}_5}{\text{kg MVS} \cdot \text{j}}$

Tableau 4.4: Caractéristiques de l'usine de Norwich (Angleterre)*

* tiré de Beck (1984; 1981) et Beck et al. (1978).

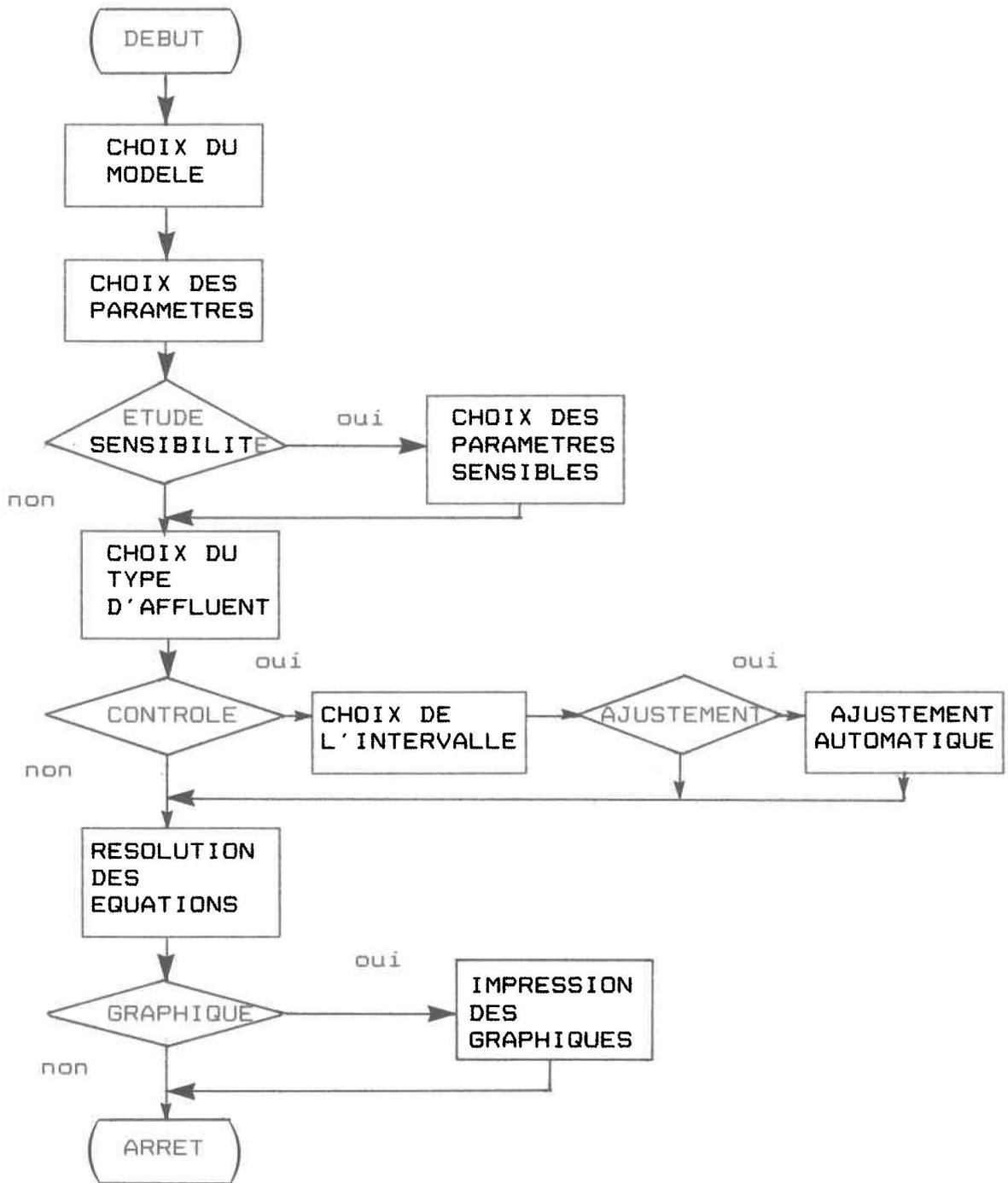


Figure 4.9: Organigramme du modèle de simulation de l'usine à boues activées de Norwich (Angleterre) développé dans cette étude.

4.2 LES CRITERES DE PERFORMANCE

Les paragraphes suivants décrivent les critères de performances attachés à la réponse du procédé à boues activées vis-à-vis des affluents de types constants, sinusoidaux, chocs quantitatifs purs et chocs hydrauliques. Ces critères servent à l'analyse des trois modèles développés dans cette étude.

4.2.1 Considérations générales

Pour déterminer le comportement prévisible du procédé de traitement examiné face à un affluent, il convient dans un premier temps de le situer dans la gamme des procédés classiques de traitement par les boues activées. Le tableau 4.5 résume les particularités de chacun des procédés tels que rapportés dans la littérature (Roques, 1979; Couillard, 1985b).

PROCEDE	FORTE CHARGE	CONVENTIONNEL	OXYDATION TOTALE
charge organique en kg DBO ₅ /kg de boues•j	1 à 5	0.2 à 0.5	0.02 à 0.1
temps de rétention (h)	1 à 2	3 à 6	10 à 20
recyclage des boues	0.6 à 0.8	0.8 à 0.95	> 0.95
concentration de biomasse (g/l)	1.5 à 3	3 à 5	5 à 8
rendement en dépollution	0.5 à 0.7	0.8 à 0.9	> 0.90
consommation en oxygène (kgO ₂ /kgDBO ₅)	0.4 à 0.8	0.8 à 1.2	1.3 à 2
nitrification	nulle	commencée	très avancée

Tableau 4.5: Caractéristiques des procédés à boues activées.

En plus des caractéristiques de l'affluent qu'on retrouve au tableau 4.4, on peut ajouter une charge organique spécifique moyenne de 0.235 kg DBO_5 /kg boues sèches·jour, un temps de rétention moyen de quatorze heures, un taux de recyclage supérieur à 0.8 et une concentration en biomasse expérimentale de 3145 mg/litre. Ces données déterminent un procédé conventionnel avec un temps de rétention propre à un procédé à oxydation totale (Couillard, 1985b). Par cette assertion, on sous-entend donc qu'il sera possible de retrouver des caractéristiques d'opération spécifiques à chacun des deux types de procédés mentionnés.

Les conditions d'opération moyennes, particulièrement celles touchant la concentration en substrat S_0 (550 mg/l), déterminent selon Roques (1979) une phase de croissance exponentielle réduite, sinon inexistante. En effet, on constate une hypertrophie de la phase de croissance ralentie (Ramalho, 1983; Gariépy, 1987) pour un procédé à boues activées conventionnel. Ce phénomène est généralement observé lorsque la concentration de biomasse est suffisante pour accaparer l'ensemble du substrat organique disponible. Dans ces conditions, le taux de production de biomasse est faible, voire même nul.

Les paragraphes suivants développeront les éléments pouvant servir à la comparaison des modèles entre eux et à leur représentation de la réalité.

4.2.2 Affluent constant

4.2.2.1 La prise de substrat

On décrit la performance d'un procédé à boues activées par son rendement en dépollution, η qui se définit comme suit :

$$\eta = \frac{S_0 - S_1}{S_0} \times 100$$

où S_0 = concentration du substrat dans l'affluent mg/l
 S_1 = concentration du substrat dans l'effluent mg/l

Pour un procédé à boues activées conventionnel, Roques (1979) et Eckenfelder (1970) notent des rendements en dépollution variant entre 80% et 90%. Roques (1979) souligne aussi qu'une augmentation du temps de rétention est toujours bénéfique sur le plan du rendement atteint. Le gain en rendement est rapide pour un procédé conventionnel. De plus, il est intéressant de constater que quelle que soit l'augmentation du temps de rétention, le rendement n'atteindra jamais 100%. Il subsiste donc toujours un résidu en substrat non nul nécessaire à l'entretien du potentiel d'activité de la biomasse impliquant un minimum de croissance bactérienne. La figure 4.10 montre que, pour de forts taux de recyclage des boues $\beta > 0.98$, le rendement en dépollution approche 100% pour un temps de rétention supérieur à 10 heures.

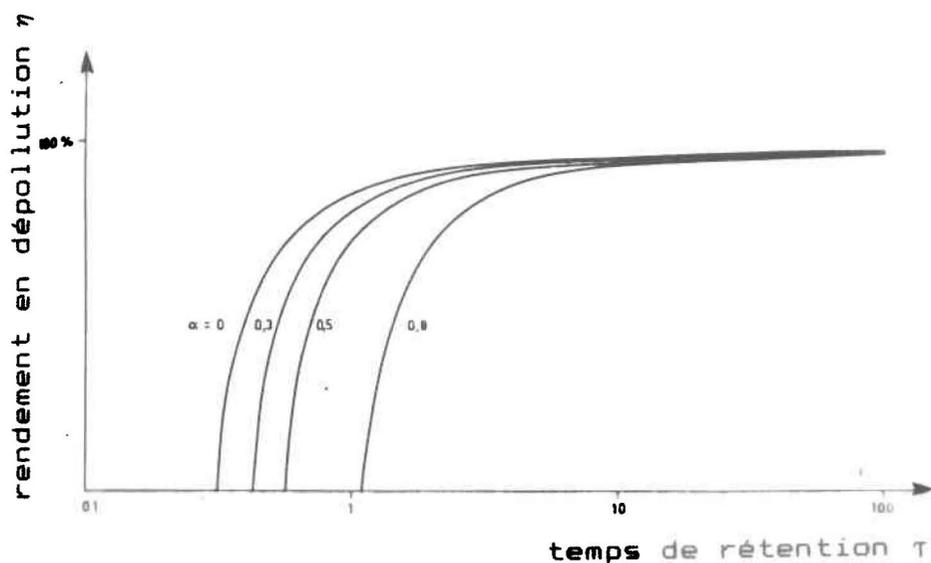


Figure 4.10* Variations du rendement en dépollution en fonction du temps de rétention τ pour différentes valeurs du taux de recyclage des boues β .

* extrait de Roques (1979)

Le développement précédant vient confirmer les expériences de laboratoire de Dold et al. (1980) appuyées par des simulations réalisées pour des conditions d'opération semblables aux nôtres. Ces auteurs trouvent un pourcentage d'enlèvement supérieur à 95% pour des âges de boues compris entre 2.5 et 20 jours, des températures variant entre 12°C et 20°C et des conditions d'aération suffisantes.

Les données expérimentales reliées à l'usine de Norwich (voir tableau 4.4), donnent un rendement en DBO₅ totale

(substrats organique et azoté) de 87.7%. Ce résultat est conforme à celui de Busby et Andrews (1975) obtenu en régime permanent. Comme on l'a vu, ce rendement inclus la DBO_5 exercée par les composés azotés et ne peut donc pas constituer une base de comparaison valable puisqu'on ne considère, dans cette thèse, que la DBO_5 des composés organiques. Pour ces raisons, un rendement supérieur à 95% est le critère de performance retenu en regard au substrat organique.

4.2.2.2 La biomasse banale

Au tableau 4.4, on note une concentration moyenne de biomasse dans le réacteur de 3145 mg/l. Moyennant des conditions initiales réalistes, on doit pouvoir vérifier cette valeur. Outre ce critère, on se reporte aux observations de Roques (1979) qui prédit que, selon la concentration initiale de biomasse active, le début de la phase endogène se situe entre dix et trente heures d'opération. Puisque notre concentration de bactéries actives initiale est forte, on prendra dix heures comme critère de performance.

Busby et Andrews (1975) ont validé leur modèle en régime permanent sur une gamme étendue de configurations de procédé. Pour le procédé conventionnel, ils trouvent un pourcentage de biomasse active de 24% lorsqu'on applique une charge organique de 0.2 kg DBO_5 /kg MVS·jour. Ces résultats sont conformes à ceux de Weddle et Jenkins (1971) qui obtiennent jusqu'à 20% dans des

conditions similaires.

4.2.2.3 La biomasse nitrifiante

Les travaux de Dold et al. (1980) mettent en évidence trois points expliquant le comportement de la nitrification dans des conditions d'opération constantes:

- 1- La perte d'azote ammoniacal est directement reliée au gain en nitrate.
- 2- Le pourcentage de nitrification dépend des conditions initiales en azote ammoniacal et en azote nitrique.
- 3- 20% à 30% de l'azote total de l'affluent est incorporé aux boues ce qui explique un bilan déficitaire en azote lorsqu'on ne considère que l'effluent (nitrite-ammoniaque-nitrate).

Beck (1981) utilise le modèle de Poduska et Andrews (1975) et trouve 64% de nitrification en régime permanent (après 15 jours d'opération). Avant la première journée d'opération, il note une augmentation de l'azote ammoniacal dans le réacteur, puis une diminution symétrique entre le premier et le troisième jour. Pendant ce temps, la concentration d'azote nitrique augmente sensiblement. Finalement, l'augmentation du pourcentage de nitrification est plus importante après le cinquième jour.

Roques (1979) explique la forme hyperbolique de la courbe de l'ammoniaque obtenue à l'aide de l'équation d'Edwards (1970) par le passage de la biomasse hétérotrophe en phase endogène suivit d'une re-métabolisation plus ou moins rapide de l'azote relargué. C'est l'explication adoptée dans nos travaux.

4.2.2.4 Le profil de l'oxygène dissous

Selon Dold et al. (1980) on remarque une diminution de la demande en oxygène consécutive au passage de la biomasse banale de la phase de croissance constante à la phase endogène. A ce moment, la première partie du profil de la concentration est une courbe ascendante. Par la suite, conséquemment au phénomène de nitrification qui s'amorce, on constate une augmentation graduelle de la demande d'oxygène et donc une courbe descendante.

Roques (1979) décrit également la consommation d'oxygène en deux vagues successives. La position dans le temps de la première vague est dépendante de la concentration initiale de la biomasse active X_{A_0} . La seconde vague est reliée à l'avancement du processus de nitrification et confirme l'importance attachée à la concentration initiale de bactéries nitrifiantes.

Les critères valides en régime permanent sont regroupés au tableau 4.6.

ELEMENT	CRITERES DE PERFORMANCE
Substrat organique	<ul style="list-style-type: none">• $\eta > 95\%$
Biomasse banale	<ul style="list-style-type: none">• MVS = 3145 mg/l• % biomasse active = 24%• début de la phase endogène < 10h
Biomasse nitrifiante	<ul style="list-style-type: none">• S_{NH_4} directement liée à S_{NO_3}• 64% nitrification après 15 jours d'opération• forme en cloche de la courbe avant le troisième jour d'opération
Oxygène dissous	<ul style="list-style-type: none">• augmentation de la consommation initiale avant de passer en phase endogène• augmentation de consommation suite à la nitrification

Tableau 4.6: Critères de performance pour une opération en régime permanent.

4.2.3 Affluent sinusoidal

4.2.3.1 La prise de substrat

Clifft et Andrews (1981) observent un rendement variant entre 89.5% et 95% lorsqu'ils soumettent le procédé de traitement à un affluent sinusoidal. Dold et al. (1980) trouvent un rendement moyen de 95% et équivalent à celui obtenu en régime permanent. Pour être conforme à la réalité, un rendement supérieur à 89.5% est considéré dans cette étude.

4.2.3.2 La biomasse banale

Si les fluctuations de la concentration en substrat organique et en oxygène dissous se font à l'intérieur d'un ordre de grandeur tel que le système n'est pas limité, on peut s'attendre à observer un taux de croissance constant de la biomasse dans le réacteur. Effectivement, Busby et Andrews (1975) notent qu'en imposant des fluctuations journalières semblables à celles qu'on impose, le pourcentage de biomasse active est constant et égal à 30%.

4.2.3.3 La biomasse nitrifiante

La seule observation qualitative tirée de la littérature est que l'effluent ammoniacal suit le comportement de l'affluent avec les mêmes cycles (Busby et Andrews, 1975). Aucune mention n'est faite sur l'effet quantitatif de l'affluent sinusoidal.

4.2.3.4 Le profil de l'oxygène dissous

Clifft et Andrews (1981) notent que la demande d'oxygène oscille dans un rapport inférieur à 2.5:1 lorsque le substrat organique de l'affluent varie dans un rapport de 4:1. Pour expliquer ceci, ils soulignent l'importance du substrat mis en réserve dans le décanteur secondaire suite à une augmentation de la charge dans le réacteur. Le maintien du haut niveau de la demande d'oxygène en période de faibles charges est imputable au métabolisme du substrat accumulé dans le décanteur et comptant pour une large part dans la demande d'oxygène totale. Finalement, il faut noter que la dégradation des bactéries nécessite un apport d'oxygène constant et que l'utilisation d'oxygène pour la synthèse directe (à partir du substrat soluble) suit la courbe de variation du substrat. Le tableau 4.7 résume l'ensemble des critères considérés pour un affluent sinusoidal.

ELEMENT	CRITERES DE PERFORMANCE
substrat organique	<ul style="list-style-type: none">• $\eta > 89.5\%$
biomasse banale	<ul style="list-style-type: none">• MVS = 3145 mg/l• % biomasse active = 30%• fluctuations faibles
biomasse nitrifiante	<ul style="list-style-type: none">• reliée au comportement du substrat affluent
oxygène dissous	<ul style="list-style-type: none">• aucun délai par rapport à l'affluent• fluctuation amortie d'environ 50% par rapport au cycle de l'affluent

Tableau 4.7: Critères de performance pour une opération avec un affluent de type sinusoidal.

4.2.4 Chocs quantitatifs purs et chocs hydrauliques

4.2.4.1 La prise de substrat

Suite à un choc (organique ou hydraulique), McLellan et Busch (1969) ont constaté qu'il n'y avait pas d'augmentation de substrat résiduel consécutive à une diminution du rendement en dépollution. La même constatation est faite par Saleh et Gaudy (1978), Thérien et Perdrieux (1981), Manickam et Gaudy (1979), Krishnan et Gaudy (1976), Adams et Eckenfelder (1970) et Beaulieu (1986).

L'intensité maximale du choc n'amenant pas de variation du rendement dépendra du type de choc imposé. Ainsi, pour un choc hydraulique à concentration constante, George et Gaudy (1973) notent que le système supporte bien une diminution de 100% ou une augmentation de 100%. Une variation plus forte amène soit un lessivage de la biomasse, soit un nouvel état d'équilibre. De même, Thérien et Perdrieux (1981) examinent l'importance de la durée du choc hydraulique en fonction de l'amplitude de celui-ci et concluent que l'amplitude doit varier dans le sens inverse à la durée pour maintenir un rendement en dépollution convenable.

Similairement, un choc organique est sans conséquence sur le substrat prélevé s'il est inférieur à 200% de la valeur initiale en substrat selon Krishnan et Gaudy (1976) et Saleh et Gaudy (1978). Thérien et Perdrieux (1981) obtiennent des résultats de 800% et expliquent ceux-ci par le concept de potentiel de

réaction énoncé par McLellan et Busch (1969). Ce concept valable en régime permanent stipule que les microorganismes n'opèrent généralement pas à leur plein potentiel oxydatif. Ainsi, lorsque la charge organique est augmentée, ils peuvent atteindre leur plein potentiel et contrecarrer l'augmentation de la concentration en substrat organique dans le réacteur. Saleh et Gaudy (1978) ont trouvé des rendements en dépollution voisinant les 99% pour des chocs quantitatifs purs allant jusqu'à 600%. Vu les considérations précédentes concernant l'effet des chocs sur le substrat enlevé, on considère comme conservateur d'utiliser le même critère de rendement qu'en régime permanent c'est-à-dire 95%.

4.2.4.2 La biomasse banale

La situation de la biomasse se résume ainsi : une variation cyclique du substrat organique ou du débit provoque une variation dans le même sens de la concentration en biomasse. Le phénomène se passe dans un laps de temps suffisamment court pour éviter une diminution du rendement en dépollution. Manickam et Gaudy (1979) expliquent l'absence d'un délai dans la cinétique de croissance par un découplage de la relation de dépendance entre le taux de croissance μ et la concentration en substrat dans l'affluent S_0 . Le résultat de ce découplage, appelé phénomène "d'hystérésis" conduit à un taux de croissance plus rapide que prévu théoriquement par la relation de Monod. Quant à l'effet transitoire suivant le choc, il est imputable au métabolisme du

substrat mis en réserve et à un changement possible dans la population de la microflore banale. De cette manière, ces auteurs prévoient qu'un nouvel équilibre survient entre 3 et 5 jours après le choc.

Saleh et Gaudy (1978) ont noté qu'un choc organique de 300% (comme celui que l'on considère ici) amène une variation de 20% de la concentration en biomasse totale. Les mesures montrent que c'est la masse de protéines (biomasse active) qui bénéficie le plus du choc au détriment de la mise en réserve du substrat.

4.2.4.3 La biomasse nitrifiante

Les travaux de Poduska et Andrews (1975) et de Dold et al. (1980) démontrent qu'il n'y a aucun délai dans le taux de croissance en réponse à un changement de la concentration en substrat azoté. Il est permis de croire que le profil de la biomasse nitrifiante suivra le profil de concentration en azote ammoniacal. Des vérifications effectuées avec le modèle de nitrification de Poduska et Andrews (1975) ont démontré que le système ne pouvait pas supporter un choc organique de 2:1 sans modifications significatives de l'effluent en azote ammoniacal. Aussi, pour un choc d'intensité 3:1 comme celui imposé, une augmentation de plus de 50 mg/l d'ammoniaque à l'effluent est prévue par les auteurs. A partir de ces observations et vu l'importance du choc examiné, on doit s'attendre à un changement important de l'ammoniaque à l'effluent. De plus, la cinétique de

nitrification, toujours selon ces auteurs, se révèle être indépendante de la concentration en azote ammoniacal à condition que celle-ci soit supérieure à 1.0 mg/l. Par ces considérations, on peut s'attendre à un comportement de l'azote nitrique non-perturbé par le type d'affluent.

4.2.4.4 Le profil de l'oxygène dissous

Les mêmes critères de performance que ceux prévalant pour un affluent sinusoidal sont supposés être applicables ici. Cependant, puisqu'un choc est une condition d'opération très sévère et que l'oxygène dissous est directement lié à la croissance des biomasses banale et nitrifiante, on devrait observer une fluctuation du profil de l'oxygène dissous plus importante que celle obtenue pour un affluent sinusoidal. De plus, les simulations de Holmberg (1982) avec un modèle structuré mono-substrat apparenté au modèle de Busby (1973), montrent la dépendance directe de l'oxygène consommé vis-à-vis du substrat d'alimentation et de la concentration en biomasse nitrifiante. Finalement, l'allure de la courbe est toujours dictée par le phénomène de consommation en deux vagues successives décrite à la section 4.2.2.4. Le tableau 4.8 regroupe l'ensemble des critères de performance pour des affluents chocs.

ELEMENT	CRITERES DE PERFORMANCE
substrat organique	<ul style="list-style-type: none"> • $\eta > 95\%$ • choc hydraulique de 100% sans modification du rendement • choc quantitatif de 200% sans modification du rendement
biomasse banale	<ul style="list-style-type: none"> • aucun délai dans la croissance suite à un choc • accroissement de 20% de la biomasse active après un choc quantitatif de 300% • lessivage si le choc hydraulique est trop important • variation cyclique en phase avec le choc
biomasse nitrifiante	<ul style="list-style-type: none"> • aucun délai • choc hydraulique de 2:1 n'apportant pas de changement de l'effluent • choc quantitatif de 3:1 amenant une augmentation substantielle d'ammoniaque (50% du choc) • la cinétique de nitrification est indépendante du substrat azoté si sa concentration est $> 1 \text{ mg/l}$
oxygène dissous	<ul style="list-style-type: none"> • variation inversement proportionnelle à la concentration en substrat • aucun délai

Tableau 4.8: Résumé des critères de performance pour des affluents chocs.

4.3 ANALYSE DE LA REPONSE DES TROIS MODELES ETUDIES

4.3.1 La prise du substrat

Quel que soit le mode d'opération préconisé (régime permanent ou transitoire), le rendement en dépollution (enlèvement du substrat soluble) observé pour les trois modèles varie de 97% à 99%. Le modèle SMONO présente des rendements particulièrement élevés se situant entre 99.4% et 99.6%. Ces résultats semblent quelque peu surévalués par rapport à ceux répertoriés précédemment. Cependant, les éléments d'analyse que l'on possède, de même que les conditions d'opération examinées, limitent les effets néfastes sur le rendement. On verra plus explicitement dans la section 4.3.2 les facteurs contribuant à maintenir de forts rendements.

4.3.2 La biomasse banale

4.3.2.1 Affluent constant

(voir figures 4.11A, 4.11B, 4.12C)

Le comportement général de la biomasse banale est le même d'un modèle à l'autre. La valeur à l'équilibre obtenue est de 2800 mg/l comparativement aux 3145 mg/l prévus. De plus, on obtient 35% de biomasse active pour le modèle SMONO et 40% pour les deux autres modèles en comparaison aux 24% prévus. Les différences enregistrées sont probablement attribuables aux conditions initiales de simulation non spécifiées pour l'usine de Norwich. Ainsi, dans cette étude, on a utilisé des conditions initiales tirées des travaux de Busby et Andrews (1975) et

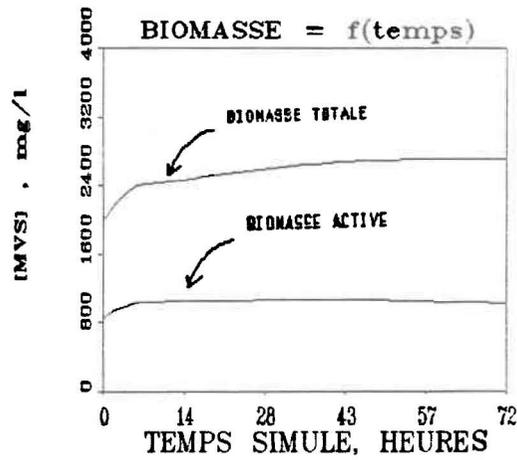


Figure 4.11A: Biomasse banale pour un affluent constant, obtenue avec le modèle SMONO.

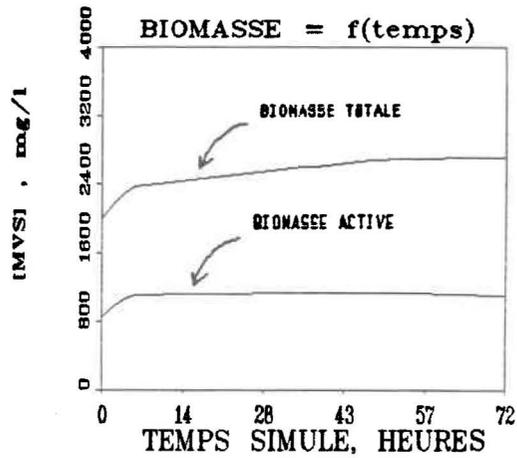


Figure 4.11B: Biomasse banale pour un affluent constant, obtenue avec le modèle SBI.

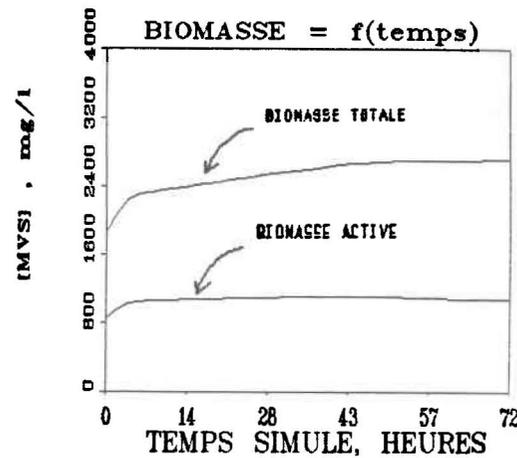


Figure 4.11C: Biomasse banale pour un affluent constant, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

potentiellement différentes des valeurs rencontrées à l'usine de Norwich. Finalement, l'équilibre est atteint lors du passage de la microflore en phase endogène c'est-à-dire après 3 heures d'opération. Encore ici, compte tenu de la concentration initiale en biomasse banale, il est possible qu'on atteigne une valeur d'équilibre après les dix heures initialement prévues.

4.3.2.2 Affluent sinusoidal

(voir figures 4.12A, 4.12B, 4.12C)

On suppose ici que les lentes fluctuations de la charge organique ne permettent pas de mettre la biomasse banale devant un déficit ou un surplus de substrat suffisamment grand pour induire un nouveau taux de croissance. Aussi, la quantité de biomasse à l'équilibre et le pourcentage de biomasse active s'apparentent beaucoup aux résultats obtenus en régime permanent.

On remarque une oscillation de la concentration en biomasse plus ou moins prononcée selon le modèle considéré. Pour les modèles structurés (modèle SMONO et SBI) les oscillations sont faibles, mais elles sont prononcées pour le modèle HYBRIDE. Ceci amène à considérer l'effet tampon d'une structure de biomasse comportant une partie du substrat mis en réserve. En période de raréfaction du substrat, la biomasse consomme le substrat mis en réserve et le phénomène contribue à tamponner l'effet des fluctuations de l'affluent. Sans substrat mis en réserve, la biomasse devient limitée en substrat organique et son taux de

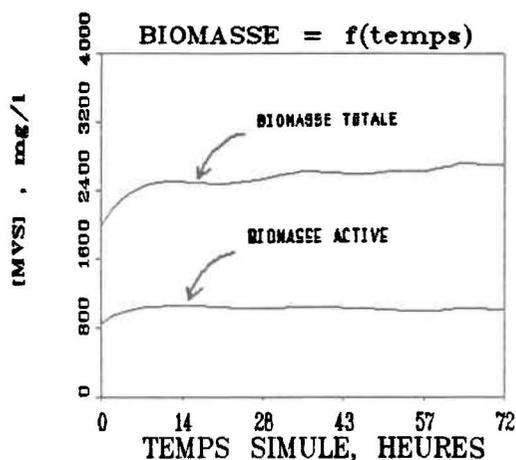


Figure 4.12A: Biomasse banale pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle SMONO.

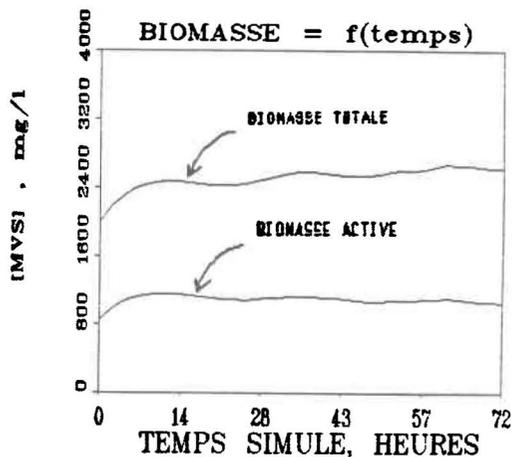


Figure 4.12B: Biomasse banale pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle SBI.

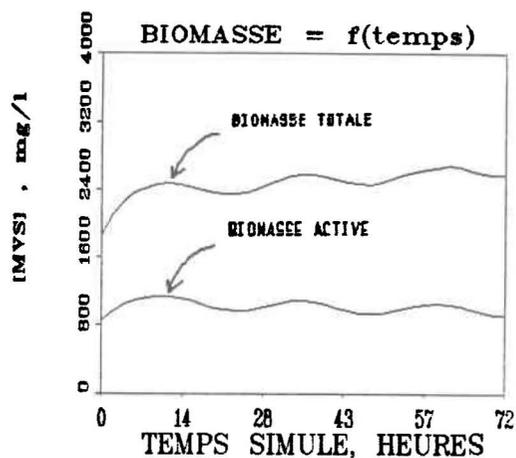


Figure 4.12C: Biomasse banale pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

croissance est ralenti d'où des variations plus importantes.

4.3.2.3 Choc organique

(voir figures 4.13A, 4.13B, 4.13C)

Globalement, on observe une variation de la biomasse en phase avec la concentration du substrat organique. Pour un choc de 300%, les modèles SBI et HYBRIDE présentent des variations d'environ 15 % de la biomasse active, résultats conformes au critère de performance de 20% avancé pour ce paramètre. Le modèle SMOND qui présente une variation d'environ 5% est pratiquement insensible aux fluctuations de l'affluent. Ce phénomène est probablement attribuable à une mauvaise calibration des coefficients du modèle, sous-évaluant la partie du substrat assimilée directement au profit de la partie transférée vers la réserve. A ce sujet, Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) notent la sensibilité du coefficient de transfert vers la réserve et son effet perturbateur sur la demande biologique totale en oxygène de l'effluent. De plus, l'accroissement du pouvoir tampon résultant de la mise en réserve devrait affecter la dynamique de l'oxygène puisqu'on limite le métabolisme du substrat au profit de l'hydrolyse non-consommatrice d'oxygène. Quoi qu'il en soit, le pourcentage de biomasse active se situe autour de 35% pour les trois modèles considérés.

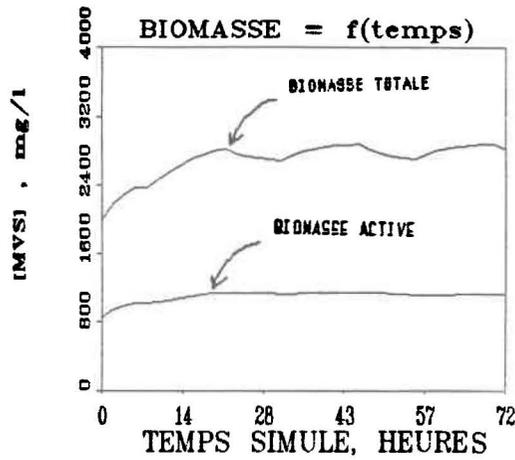


Figure 4.13A: Biomasse banale pour un choc organique, obtenue avec le modèle SMONO.

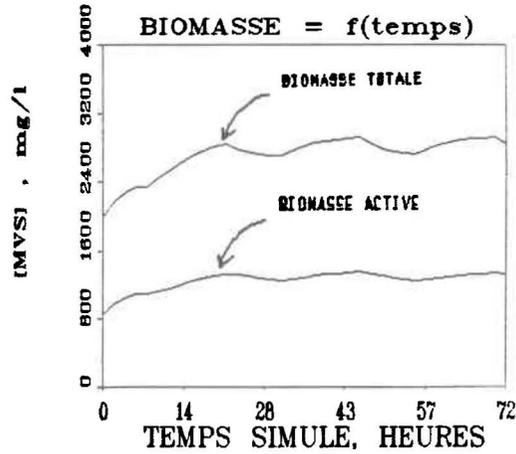


Figure 4.13B: Biomasse banale pour un choc organique, obtenue avec le modèle SBI.

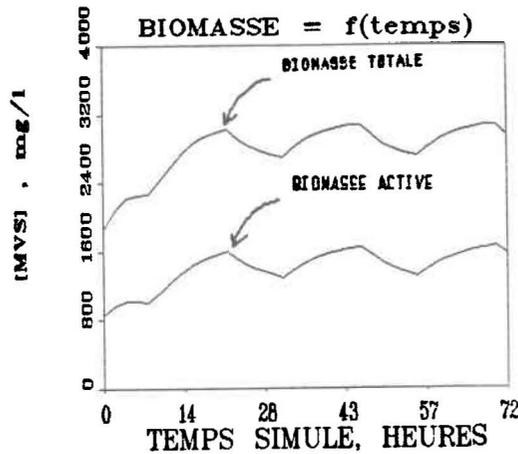


Figure 4.13C: Biomasse banale pour un choc organique, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

4.3.2.4 Choc hydraulique

(voir figures 4.14A, 4.14B, 4.14C)

Pour un choc hydraulique, il y a très peu de différences entre la réponse des trois modèles. La biomasse active compose toujours 35% de la biomasse totale. Cependant, une différence importante est observée en comparaison avec le choc organique : un déphasage de la réponse du procédé par rapport au cycle du débit de l'affluent fait correspondre une diminution de la biomasse à une augmentation du débit. L'explication la plus probable est un lessivage léger de la biomasse totale dans le réacteur puisqu'aucun changement n'est enregistré sur la biomasse active.

Comme résultat au lessivage, la concentration moyenne des matières volatiles en suspension dans le réacteur est de 300 mg/l inférieure à celle obtenue en régime permanent. La diminution n'est cependant pas suffisante pour affecter le rendement en dépollution du procédé.

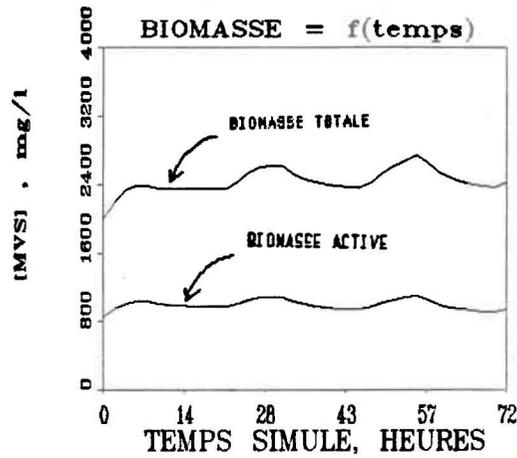


Figure 4.14A: Biomasse banale pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle SMONO.

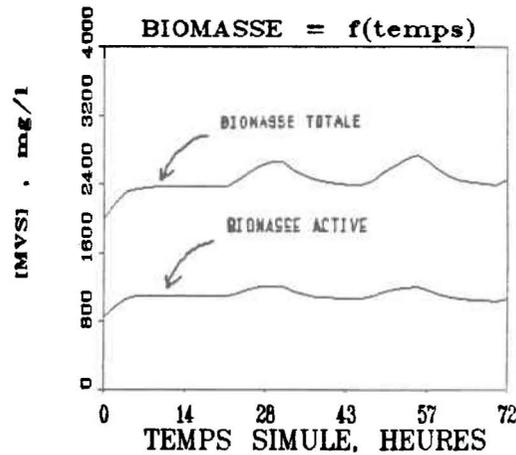


Figure 4.14B: Biomasse banale pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle SBI.

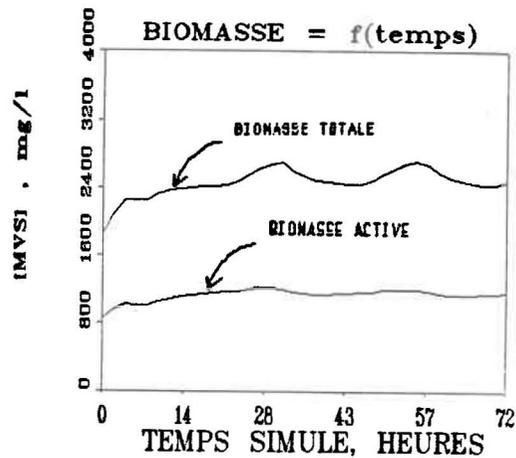


Figure 4.14C: Biomasse banale pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

4.3.3 La biomasse nitrifiante

4.3.3.1 Affluent constant

(voir figures 4.15A, 4.15B, 4.15C)

Les modèles HYBRIDE et SMONO présentent un taux de nitrification, après trois jours d'opération, de 20% tandis que le modèle SBI indique 30%. Dans l'ensemble, les premiers résultats sont conformes à ceux de Beck (1981) qui observe 20% pour la même usine et les mêmes conditions initiales de nitrification. Cependant, la forme en cloche de la courbe d'ammoniaque obtenue du modèle SBI est plus représentative des résultats tirés de la littérature (Beck, 1981; Roques, 1979). Ce constat est une différence majeure de représentativité des trois modèles analysés. Deux hypothèses sont alors retenues :

1- Le modèle SBI tient compte d'une portion d'azote organique supplémentaire et reliée à la dégradation de la biomasse active. Le taux de croissance initial des microorganismes actifs rend la concentration d'ammoniaque organique subitement importante. La biomasse nitrifiante, de cinétique plus lente que la biomasse banale, ne peut accommoder cette nouvelle concentration d'ammoniaque ce qui résulte en une augmentation dans le réacteur.

2- La cinétique de nitrification est lente au point que le passage de la biomasse banale en phase endogène se reflète sur la concentration en ammoniaque dans le réacteur.

Ces explications sont plausibles quand on considère que la cinétique de nitrification K_{NB} et K_{NB} est de dix à vingt fois inférieure à celle de la biomasse banale. Aussi, après une augmentation d'azote ammoniacal, on doit compter un retard pour l'ajustement de la cinétique de nitrification soumise à ce nouvel

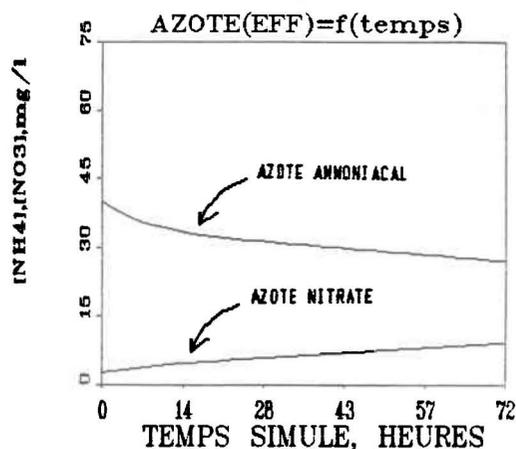


Figure 4.15A: Concentration en substrat azoté pour un affluent constant, obtenue avec le modèle SMONO.

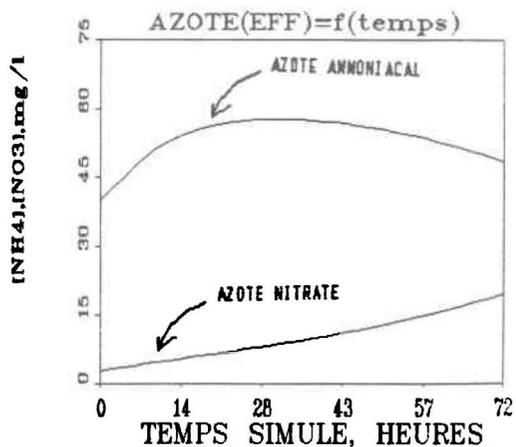


Figure 4.15B: Concentration en substrat azoté pour un affluent constant, obtenue avec le modèle SBI.

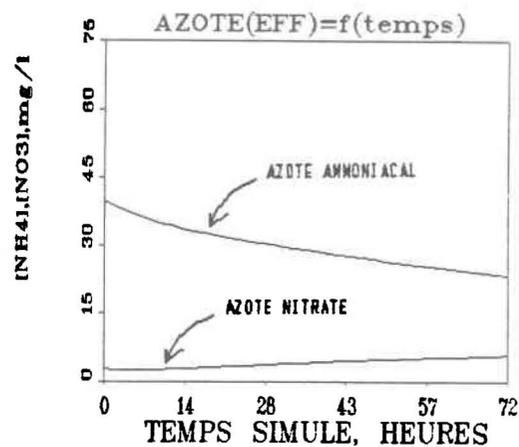


Figure 4.15C: Concentration en substrat azoté pour un affluent constant, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

apport. Une augmentation nette de la concentration en azote total est alors observée (Roques, 1979).

Dans le cas où la quantité d'azote relarguée est suffisamment petite pour être accommodée par la biomasse nitrifiante présente, aucun changement de concentration n'est observé et la nitrification continue au même rythme. Les modèles SMONO et HYBRIDE montrent ce comportement puisqu'ils ne tiennent pas compte de l'apport supplémentaire d'azote organique.

Il faut aussi noter qu'avec des taux de croissance maximaux K_{NB} et K_{NB} du même ordre de grandeur, on verra apparaître une concentration en azote nitreux de façon transitoire (Roques, 1979). Parce que les nitrites ne sont pas représentés sur les graphiques, on est pas en mesure de juger cet effet transitoire sur les simulations.

4.3.3.2 Affluent sinusoidal

(voir figures 4.16A, 4.16B, 4.16C)

L'effet de l'affluent sinusoidal sur le pourcentage de nitrification est nettement positif. Une amélioration de 30% est remarquée pour l'ensemble des modèles. Les observations de la section précédente expliquent le déphasage de quatre heures (imputable à la cinétique de réaction) et la forme convexe de la courbe de réponse du modèle SBI. La variation des nitrates et de l'ammoniaque est sinusoidale quoique moins accentuée pour

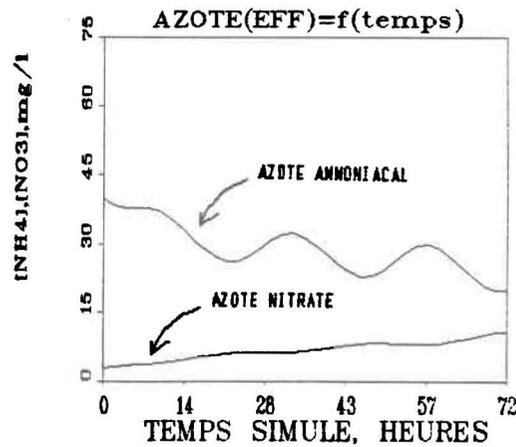


Figure 4.16A: Concentration en substrat azoté pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle SMONO.

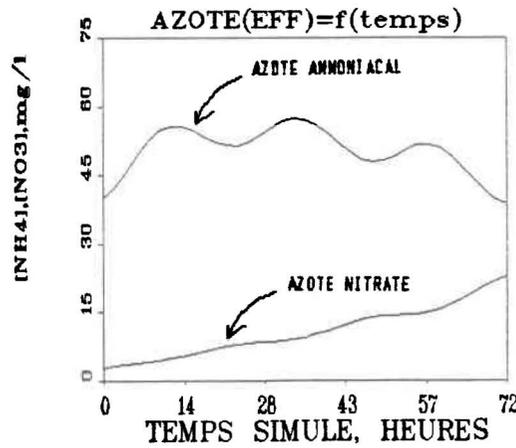


Figure 4.16B: Concentration en substrat azoté pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle SBI.

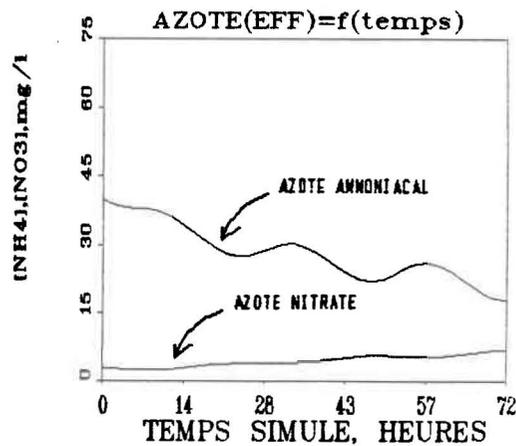


Figure 4.16C: Concentration en substrat azoté pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

l'ammoniaque. En effet, à chaque cycle, une augmentation d'ammoniaque correspond à une forte charge et un plateau correspond à une faible charge. L'allure générale descendante de la courbe est expliquée par la nitrification progressive. Le niveau stationnaire initial est relié à la forte proportion d'ammoniaque relargé alors que la croissance de la biomasse banale initiale est à son maximum.

4.3.3.3 Choc organique

(voir figures 4.17A, 4.17B, 4.17C)

Le comportement de l'azote ammoniacal soumis à un choc quantitatif pour les trois modèles examinés est le même. Cependant, la concentration d'ammoniaque pour le modèle SBI est supérieure à celle des deux autres modèles à cause de la prise en considération de l'azote organique. Les fluctuations du substrat étant plus sévères, la succession d'augmentation et de plateau est également plus accentuée.

4.3.3.4 Choc hydraulique

(voir figures 4.18A, 4.18B, 4.18C)

Les larges fluctuations de la concentration en azote ammoniacal occasionnées par le choc hydraulique sont reliées à la forte variation de l'affluent azoté lui-même. Si la réponse des modèles de nitrification était sensiblement la même jusqu'ici, le modèle SBI présente un comportement plus adéquat dans le cas d'un choc hydraulique. En effet, alors que les modèles SMONO et

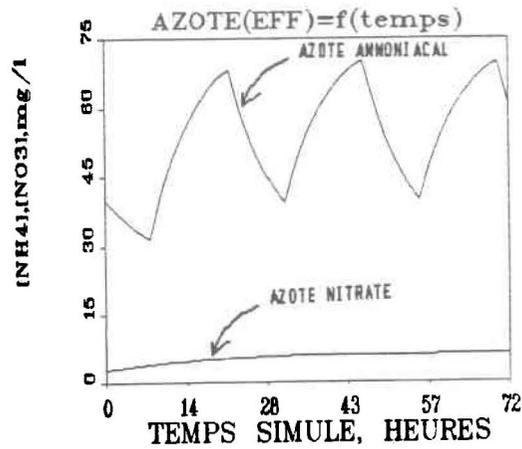


Figure 4.17A: Concentration en substrat azoté pour un choc organique, obtenue avec le modèle SMONO.

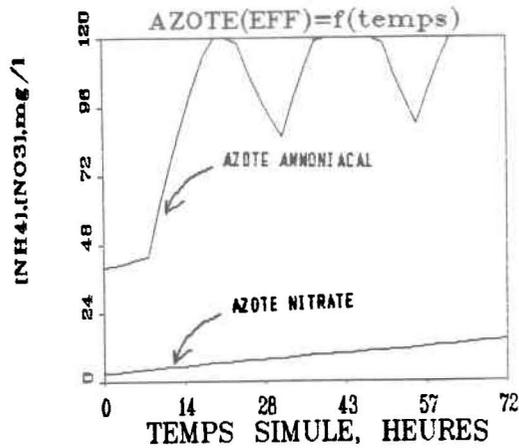


Figure 4.17B: Concentration en substrat azoté pour un choc organique, obtenue avec le modèle SBI.

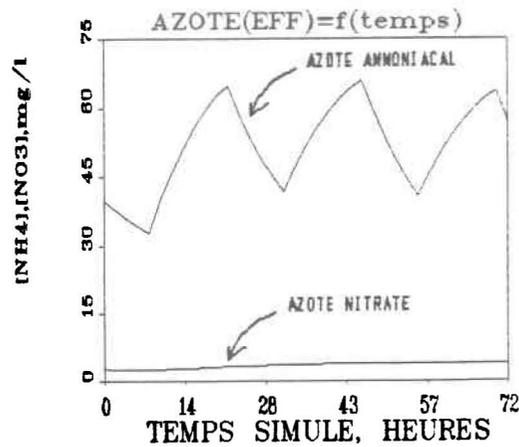


Figure 4.17C: Concentration en substrat azoté pour un choc organique, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

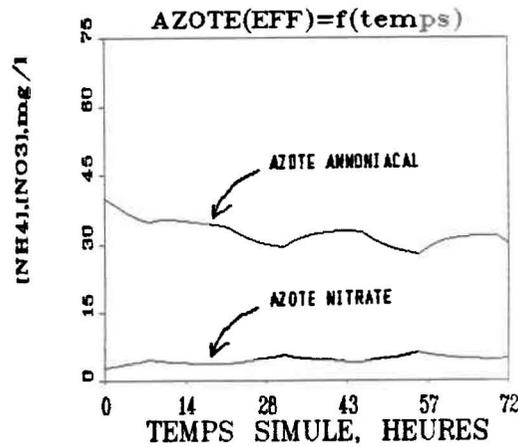


Figure 4.18A: Concentration en substrat azoté pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle SMOND.

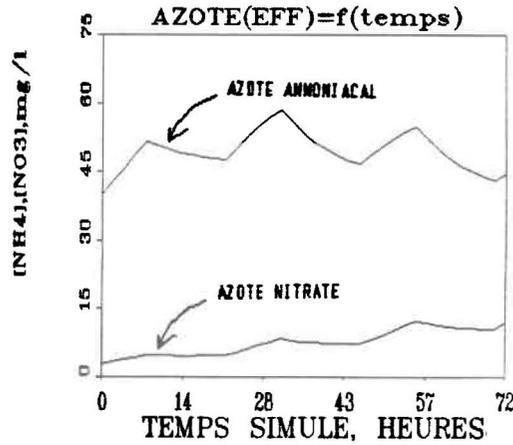


Figure 4.18B: Concentration en substrat azoté pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle SBI.

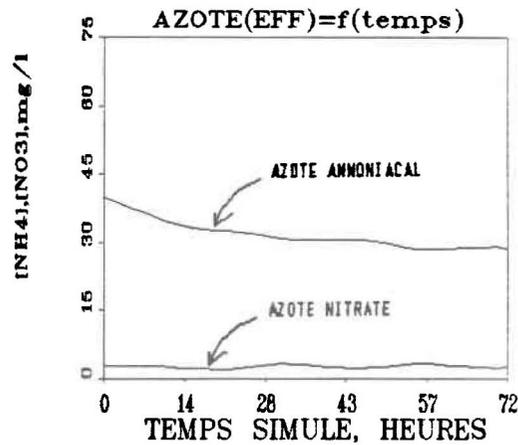


Figure 4.18C: Concentration en substrat azoté pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

HYBRIDE pr dissent une variation de l'azote ammoniacal en phase avec le débit et une variation des nitrates déphasée, le modèle SBI présente une variation d'ammoniaque déphasée par rapport au débit. Ce phénomène s'explique par le lessivage de la biomasse nitrifiante. Ainsi, le déphasage de l'azote ammoniacal combiné au maintien du taux de croissance (le rapport F/M demeurant sensiblement le même) expliquent le déphasage des nitrates.

4.3.4 Le profil de l'oxygène dissous

4.3.4.1 Affluent constant

(voir figures 4.19A, 4.19B, 4.19C)

Le profil d'oxygène dissous montre des différences selon qu'il est représenté par le modèle SBI ou par les deux autres modèles. Pour expliquer l'allure de la courbe, on doit considérer la consommation d'oxygène faite par les biomasses banale et nitrifiante. Comme le comportement de la biomasse nitrifiante est particulier au modèle SBI, son profil d'oxygène, lui aussi, sera particulier.

Pour les modèles SMONO et HYBRIDE, la portion ascendante de la courbe d'oxygène (entre 0 et 3 heures) est attribuable au passage de la microflore banale en phase endogène. Puisqu'en phase endogène la consommation d'oxygène est constante, la diminution consécutive du profil démontre l'importance grandissante du processus de nitrification dans le réacteur. La nitrification étant un processus relativement lent et indépendant

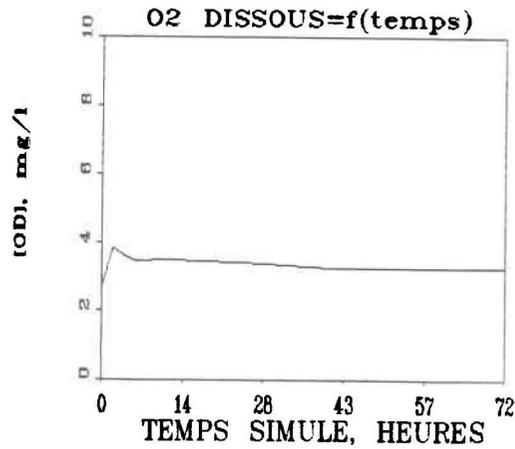


Figure 4.19A: Concentration en oxygène dissous pour un affluent constant, obtenue avec le modèle SMONO.

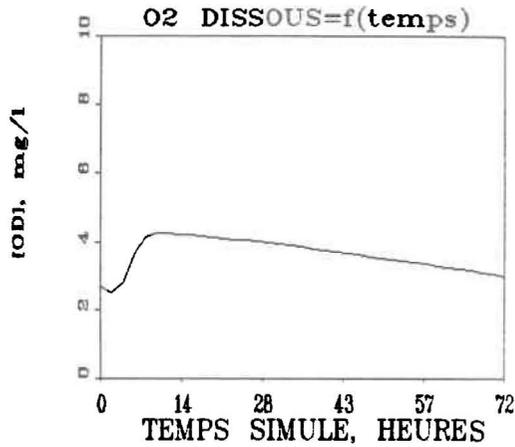


Figure 4.19B: Concentration en oxygène dissous pour un affluent constant, obtenue avec le modèle SBI.

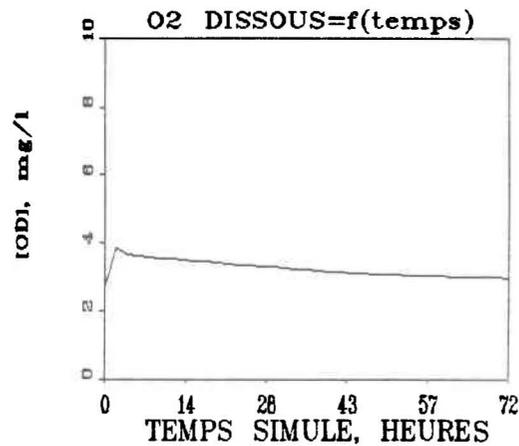


Figure 4.19C: Concentration en oxygène dissous pour un affluent constant, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

de la concentration en substrat (comme stipulé à la section 4.2.3.3), la décroissance est presque linéaire.

Le modèle SBI présente une première portion de courbe particulière vis-à-vis la croissance de la biomasse active initiale. En effet, on a vu précédemment que la portion mise en réserve du modèle SMOND était plus grande que celle du modèle SBI. Aussi, la croissance directe de la biomasse banale est plus importante pour le modèle SBI que pour les deux autres modèles. La valeur des coefficients cinétiques des modèles est sans doute la cause de cet état de fait. Conséquemment, le profil d'oxygène présente une baisse pendant les premières heures pour le modèle SBI, le temps que la biomasse passe peu à peu en phase endogène. A ce moment, les profils des trois modèles sont presque identiques et présentent une courbe ascendante. La dernière portion de courbe descendante est attribuable à la nitrification. On remarquera finalement que, puisque le pourcentage de nitrification est plus important pour le modèle SBI, la diminution de l'oxygène dissous sera elle aussi plus prononcée.

4.3.4.2 Affluent sinusoidal et affluents chocs

(voir figures 4.20A, 4.20B, 4.20C, 4.21A, 4.21B,
4.21C, 4.22A, 4.22B, 4.22C)

Le point d'intérêt ici est que l'amplitude des oscillations varie d'un modèle à l'autre pour un même affluent. Considérant que les amplitudes sont proportionnelles à celles de la biomasse banale et considérant le pouvoir tampon du substrat mis en

réserve, on peut penser que les modèles SBI et HYBRIDE montrent une nette dépendance de la biomasse banale et du profil d'oxygène dissous vis-à-vis de la qualité de l'affluent. Quant à la forme générale de la courbe, les explications de la section précédente demeurent valables.

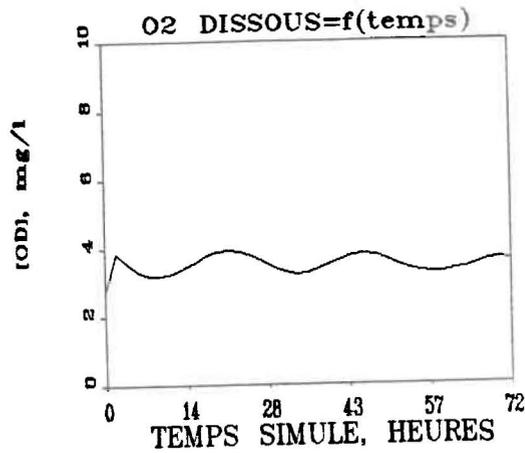


Figure 4.20A: Concentration en oxygène dissous pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle SMONO.

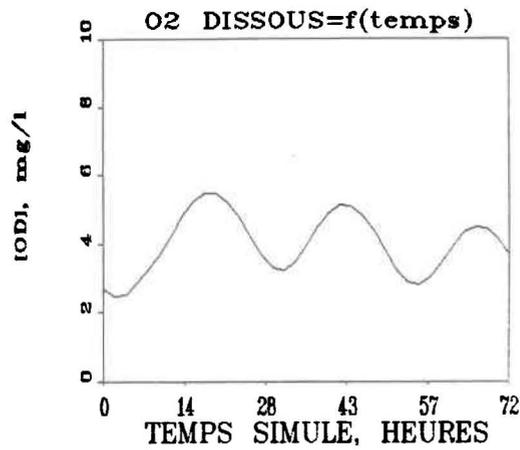


Figure 4.20B: Concentration en oxygène dissous pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle SBI.

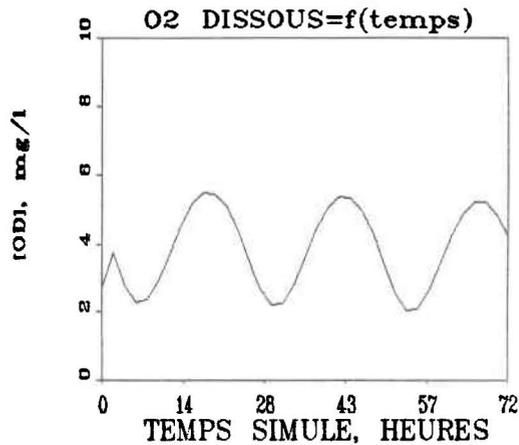


Figure 4.20C: Concentration en oxygène dissous pour un affluent sinusoidal, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

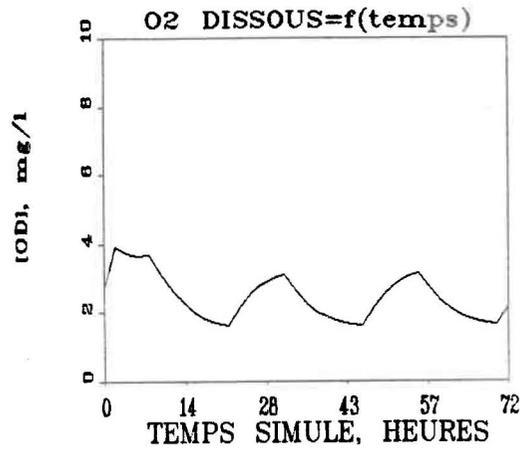


Figure 4.21A: Concentration en oxygène dissous pour un choc organique, obtenue avec le modèle SMONO.

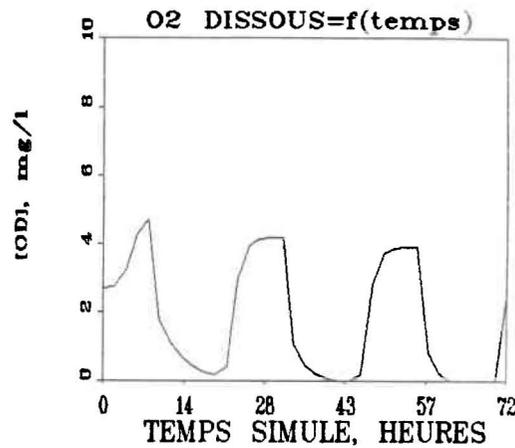


Figure 4.21B: Concentration en oxygène dissous pour un choc organique, obtenue avec le modèle SBI.

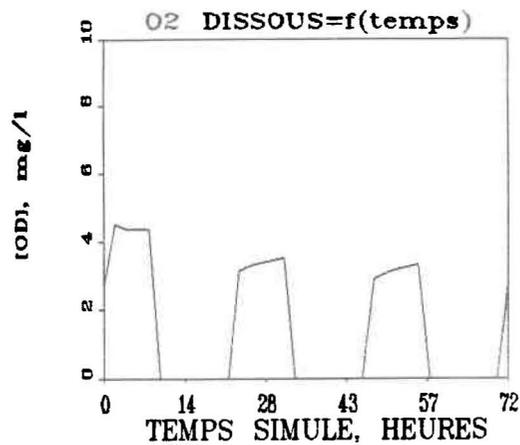


Figure 4.21C: Concentration en oxygène dissous pour un choc organique, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

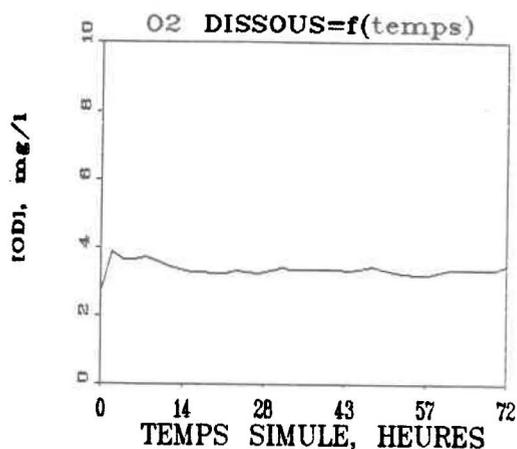


Figure 4.22A: Concentration en oxygène dissous pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle SMONO.

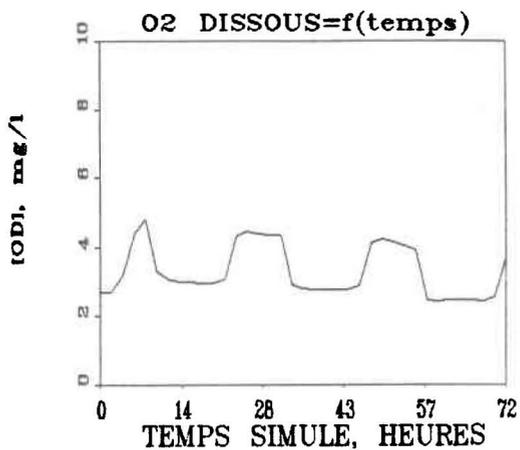


Figure 4.22B: Concentration en oxygène dissous pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle SBI.

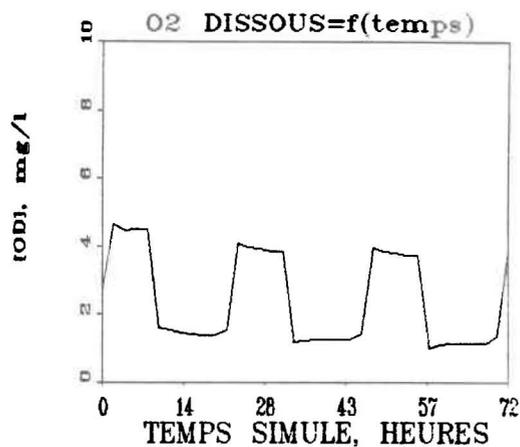


Figure 4.22C: Concentration en oxygène dissous pour un choc hydraulique, obtenue avec le modèle HYBRIDE.

4.4. LE MODELE SBI: LE PLUS REPRESENTATIF

Le tableau 4.9 résume les avantages et les lacunes de chacun des modèles examinés.

MODELE SBI	MODELE SMONO	MODELE HYBRIDE
<u>PRISE DE SUBSTRAT</u> -% rendement haut -rendement indépendant de l'affluent	-% rendement très haut -rendement indépendant de l'affluent	-% rendement haut -rendement indépendant de l'affluent
<u>BIOMASSE BANALE</u> -effet tampon de XS justifiable -% de biomasse active probable -bonne dynamique de réponse aux chocs	-effet tampon de XS trop grand -% biomasse active probable -dynamique de réponse aux chocs moyenne	-aucun effet tampon -% biomasse active probable -dynamique de réponse aux chocs moyenne
<u>BIOMASSE NITRIFIANTE</u> -bonne représentation de S_{NH_4} , S_{NO_3} -interrelation biomasse banale et nitrifiante bonne	-bonne représentation de S_{NO_3} -interrelation biomasse banale et nitrifiante faible	-bonne représentation de S_{NO_3} -interrelation biomasse banale et nitrifiante faible
<u>OXYGENE DISSOUS</u> -fluctuation trop sensible aux chocs -bonne représentation générale	-fluctuation trop sensible aux chocs -profil initial non-significatif	-fluctuation trop sensible aux chocs -profil initial non-significatif
<u>GENERALITES</u> -structure de biomasse complexe -bon concept de nitrification -modèle largement diffusé	-structure de biomasse complexe -modèle largement diffusé	-structure de biomasse simple -modèle peu connu

Tableau 4.9: Analyse globale des trois modèles étudiés.

L'analyse point par point, détaillée aux sections précédentes, permet de déterminer le modèle SBI comme celui représentant le mieux l'ensemble des conditions d'opération traitées dans ces travaux. Ce choix sous-entend que l'ensemble des coefficients et paramètres de même que la dynamique du modèle SBI sont plus adaptés à l'usine de Norwich (Angleterre) et à ses caractéristiques.

Avec une structure de biomasse bien élaborée et un modèle de nitrification complet, le modèle SMONO donnerait de bien meilleures réponses s'il tenait compte de l'azote organique relargué par la biomasse banale et si sa portion de substrat mis en réserve ne tamponnait pas autant les fluctuations de l'affluent.

Il est intéressant de constater que le modèle HYBRIDE s'avère aussi représentatif que le modèle SMONO. De structure simple, ce modèle bénéficierait cependant de l'ajout d'un terme décrivant l'azote organique relargué. Les fortes fluctuations du profil d'oxygène dissous révèle aussi sa sensibilité aux variations d'affluent reliée à son incapacité de simuler le délai de transfert du substrat dans le floc. Sur ce point, on constate l'importance d'une structuration de la biomasse et du substrat affluent en une partie soluble et une partie particulaire. Son avantage principal réside en sa simplicité conceptuelle.

4.5 ANALYSE DE SENSIBILITE

Le modèle SBI, retenu comme le plus adapté pour ces travaux, utilise un ensemble de paramètres et coefficients tirés de la littérature et répondant à une gamme étendue de conditions d'opération. Cependant, il convient généralement de calibrer ces paramètres en fonction des dimensions de l'usine et du type d'opération qu'on y fait. Par exemple, Dold et al. (1980) notent que des ajustements du rapport DCO/MVS et du coefficient maximal d'utilisation du substrat soluble par la biomasse, K_{ms} , sont nécessaires si on opère le procédé avec un affluent cyclique.

Suite à ces observations, il est important d'identifier les paramètres les plus susceptibles d'influencer la réponse du procédé dans diverses conditions d'opération afin de dégager la généralité du modèle. Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) ont mené une étude similaire avec le modèle de Busby et Andrews (1975). Le facteur de performance choisi est la demande biologique d'oxygène exercée par les effluents organique et azoté. La sensibilité du paramètre après trente heures d'opération en régime permanent est mesuré par le critère N suivant :

$$N = \frac{\% \text{ variation DBO}_{\text{Total}}}{\% \text{ variation du paramètre sensible}}$$

Plus le critère est grand, plus le paramètre est sensible; un critère de zéro signifie l'insensibilité totale.

Les pourcentages de variation appliqués sur un paramètre sont de +100% et de -50%. Le signe et l'intensité du choc sont basés sur les travaux de Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) lorsqu'on peut y retrouver le paramètre analysé. Autrement, on examine les deux possibilités.

		PARAMETRE ANALYSE	VALEUR DE BASE	%CHANGEMENT DU PARAMETRE	CRITERE DE SENSIBILITE DBO _{TOTALE}
		K _{BN}	1.0 mg _{DCCO} /l	+100	0.00
*	+	K _N	0.027 mg _{DCCO} /mg _{MVS} •h	-50	0.17
*	+	K _{mp}	0.125 mg _{DCCO} /mg _{MVS} •h	-50	0.13
		K _{ep}	0.04 mg _{DCCO} /l	+100	0.00
	+	P	1.48 DCO/MVS	+100	0.55
		K _{ms}	0.660 mg _{DCCO} /mg _{MVS} •h	+100	0.00
		K _{ss}	20.0 mg _{DCCO} /l	+100	0.00
*	+	b	0.026 1/h	+100	0.12
*		fsc	1.0 sans unités	-50	0.01
*	+	Y ₁	0.45 sans unités	-50	0.36
		Y ₂	0.08 sans unités	+100	0.00
		K _T	0.0104 1/mg _{MVS} •h	-50	0.00
	+	Y _N	0.10 sans unités	-50	0.27
*		b _N	0.0167 1/h	+100	0.00

Tableau 4.10: Résultats de l'analyse de sensibilité du modèle SBI.

NOTE : + signifie la sensibilité du paramètre dans notre étude

* signifie la sensibilité du paramètre dans l'étude de Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981)

A la lecture du tableau 4.10 présentant les résultats de l'étude, on remarque que les paramètres sensibles sont:

- P : Le rapport DCO/MVS.
- Y_1 : La masse de biomasse active par masse de substrat de réserve utilisée.
- Y_N : La masse de NO_3 produite par quantité de NH_4 utilisée.
- b : Le taux d'auto-oxydation de la biomasse banale.
- K_{mp} : Taux maximal d'utilisation du substrat particulaire par la biomasse active.
- K_N : Taux maximal d'utilisation d'ammoniaque par la biomasse nitrifiante.

En comparant les résultats de l'étude (marqués d'un signe + au tableau 4.10) à ceux de Tanthapanichakoon et Himmelblau (1981) (marqués d'un signe *), on constate une certaine similitude malgré le fait qu'ils s'appliquent à des modèles différents. Ce fait s'explique par une même structure de biomasse et des mécanismes de nitrification tous les deux appuyés sur le formalisme de Monod. Dans le cas où on désirerait optimiser le modèle SBI, on portera particulièrement attention aux paramètres sensibles identifiés ici.

CHAPITRE 5

LE CONTROLE DU PROCEDE

Les paragraphes qui suivent montrent que la stratégie de contrôle présentée au chapitre 3, peut améliorer très substantiellement les performances du procédé en regard à la concentration d'oxygène dissous et au niveau des boues.

5.1 CONSIDERATIONS PHYSIQUES

Dans cette section, on discute de l'intervalle de contrôle choisi, de l'ajustement des deux contrôleurs traditionnels à contre-réaction et de la pertinence des règles qualitatives concernant l'usine de Norwich (Angleterre).

5.1.1 L'intervalle de contrôle

Selon le type de contrôleur examiné, on a utilisé un intervalle de contrôle spécifique. Ainsi, pour les deux contrôleurs traditionnels CCR-PID, l'intervalle désigné est six minutes pour toutes les simulations. Cette valeur détermine la fréquence des mesures d'oxygène dissous et du niveau des boues.

Les concentrations de matières en suspension dans le réacteur et l'effluent du décanteur peuvent être mesurées par des turbidimètres tel que le propose Chapman (1983) qui a étudié la réponse transitoire d'un décanteur secondaire soumis à un affluent choc. L'oxygène dissous est mesuré à l'aide de sondes

tel que réalisé par Schlintz et al. (1985) au cours d'une expérimentation échelonnée sur cinq ans. La hauteur du lit de boue peut-être mesurée par une sonde de niveau tel que proposé par Schlintz et al. (1985) et Holmberg (1982). Tous ces paramètres ont donc fait l'objet de mesures en continu pour des intervalles égaux ou inférieurs à ceux proposés dans cette étude. A la lumière de ces informations, la stratégie envisagée est réaliste.

Le contrôleur à règles fixant les points de références du débit recyclé, du débit purgé et de l'oxygène dissous, opère avec un intervalle de contrôle fixe de vingt-quatre minutes. Beck (1981) utilise un intervalle de quatre heures pour le même type de contrôleur afin d'éviter l'oscillation de la réponse. Puisque l'ajustement des contrôleurs traditionnels satisfait le critère d'amplitude minimale, le problème d'oscillation ne devrait pas se poser.

5.1.2 L'ajustement des contrôleurs traditionnels

Comme il a été discuté au chapitre 3, l'ajustement des trois paramètres des contrôleurs traditionnels est primordial quant à la qualité de la réponse. Comme mentionné antérieurement, la technique de Ziegler et Nichols (1942) a été utilisée. En bref, la méthode prévoit de mesurer les paramètres du contrôleur après avoir imposé un choc au procédé. Le programme "TUNER", décrit à l'appendice B, réalise l'ajustement avec les deux types de chocs

examinés: les chocs hydrauliques et les chocs organiques.

A l'examen sommaire des réponses du procédé contrôlé, on a conclu qu'il serait sans doute possible d'améliorer plus encore les performances par un ajustement plus précis et de tirer davantage profit de notre stratégie de contrôle. En jouant sur la constante proportionnelle, il est possible de diminuer le temps de réponse du procédé. Parallèlement, les constantes intégrale et différentielle assurent la stabilité du système. L'ajustement a donc été effectué par essais et erreurs en respectant le critère d'amplitude minimale et l'ordre de grandeur des paramètres donné par l'ajustement automatique. Les résultats des ajustements automatique et manuel sont regroupés au tableau 5.1A et 5.1B.

BOUCLE DE CONTROLE	CHOC ORGANIQUE			CHOC HYDRAULIQUE		
	K_p	T_i	T_d	K_p	T_i	T_d
OXYGENE DISSOUS	-0.395	2.63	0.657	-0.42	1.22	0.305
NIVEAU DES BOUES	0.0091	23.5	5.88	0.236	0.101	0.025

Tableau 5.1A: Valeurs des paramètres des boucles de contrôle obtenues par ajustement automatique.

BOUCLE DE CONTROLE	K_p	MOYENNE		AJUSTEMENT MANUEL		
		T_i	T_d	K_p	T_i	T_d
OXYGENE DISSOUS	-0.408	1.92	0.481	-1.43	4.2	1.05
NIVEAU DE BOUE	0.123	11.8	2.953	0.003	26.6	6.66

Tableau 5.1B: Valeurs des paramètres des boucles de contrôle valides pour des affluents constants et sinusoidaux (MOYENNE) et résultats pour un ajustement manuel (MANUEL).

5.2 EFFET DE LA STRATEGIE DE CONTROLE SUR LE PROCEDE

5.2.1 Le profil de l'oxygène dissous

L'oxygène dissous, de par son importance dans la performance du procédé, est sans doute la variable d'état la plus importante du système. Holmberg (1981; 1982), Stenstrom et Andrews (1979), Olsson et Andrews (1978) et de nombreux autres auteurs ont développé des stratégies de contrôle articulées autour de cette variable.

Le procédé à boues activées compte quelques bonnes raisons militant en faveur d'un juste contrôle de l'oxygène dissous. Parmi celles-ci, on note :

- 1- Le gonflement des boues dû à la prolifération des bactéries filamenteuses induite par une concentration trop faible d'oxygène dans le réacteur.
- 2- Une perturbation de la croissance des biomasses banale et nitrifiante affectant respectivement l'enlèvement des substrats organique et azoté.
- 3- Un problème de décantation relié à une aération trop forte détruisant le floc.
- 4- Une consommation d'oxygène prohibitive due à une aération inadaptée aux conditions d'opération actuelles.
- 5- Des coûts en énergie associés à un niveau d'aération trop élevé

A l'examen de ces problèmes potentiels, on a intérêt à assurer une concentration d'oxygène appropriée.

5.2.1.1 Affluent constant

Pour un affluent à concentration et débit constants, les actions concertées des deux contrôleurs traditionnels et du contrôleur à règles font que la concentration d'oxygène dissous à l'équilibre tend vers 3.5 mg/l (voir figure 5.1). Etant donné que la concentration des matières en suspension à l'effluent (MESE) est inférieure à 30 mg/l et que la concentration en ammoniacque rejetée est supérieure à 32.5 mg/l, c'est la règle qualitative "quatre" du contrôleur à règles qui commande une augmentation du point de consigne de l'oxygène dissous autour de 3.5 mg/l (voir tableau 3.3). Le contrôleur traditionnel a donc pour tâche d'activer les soufflantes pour rencontrer le niveau d'oxygène fixé.

D'une façon générale, le profil d'oxygène dissous du procédé contrôlé est semblable à celui observé sans contrôle. La linéarité du profil après dix heures porte à croire que le débit d'air fourni est juste suffisant pour compenser la demande d'oxygène due à la nitrification. Ainsi, un niveau plus haut et plus constant d'oxygène dissous a pour effet de permettre une meilleure nitrification. Cependant, dans le cas présent, on a vu au chapitre précédant qu'aucun des modèles de nitrification examinés n'incorporaient la concentration de l'oxygène dans leur cinétique de croissance. Aussi, les profils se rapportant aux composés azotés demeurent inchangés au cours de ces simulations.

A longue échéance, on peut spéculer que les règles un à trois du contrôleur à règles (voir tableau 3.3) viendront ramener le point de consigne de l'oxygène dissous en deçà de 2.0 mg/l à mesure que les conditions d'opération se normaliseront. Vu la courte période de simulation considérée, on ne peut observer ce phénomène. Finalement, étant donné que le procédé présente un profil d'oxygène satisfaisant, il n'a pas été nécessaire de procéder à un ajustement manuel.

5.2.1.2 Affluent sinusoïdal

A première vue (voir figure 5.2), on ne constate qu'une faible amélioration quant à l'amplitude des variations du profil d'oxygène dissous lorsque le modèle utilise les paramètres K_p , T_i et T_d obtenus de l'ajustement automatique. Cependant, en utilisant l'ajustement manuel, le profil présente des amplitudes substantiellement amorties et montre une faible dépendance vis-à-vis l'affluent. Le système gagnant en stabilité, c'est l'enlèvement des substrats organique et azoté qui en bénéficiera.

5.2.1.3 Choc organique

Le choc organique est sans aucun doute celui qui entraîne la plus mauvaise performance en regard au profil de l'oxygène dissous (voir figure 5.3). En effet, le procédé non contrôlé présente des périodes d'anoxie prolongée (dix heures environ). En contrôlant le procédé avec les paramètres obtenus automatiquement, les périodes d'anoxie sont éliminées et les

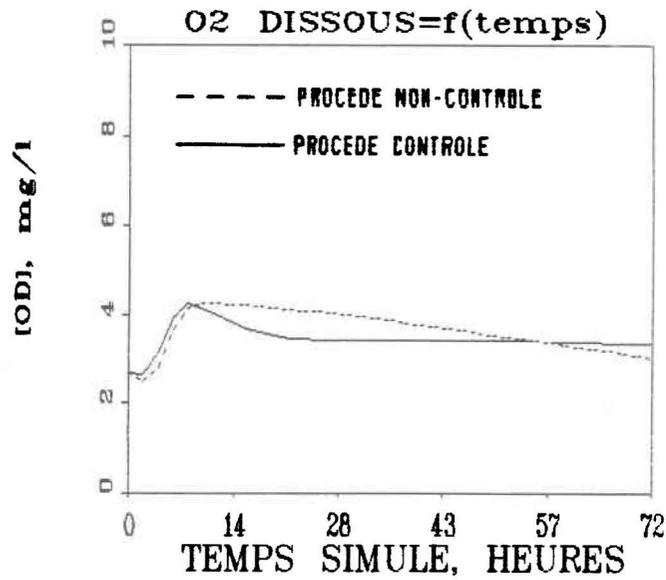


Figure 5.1: Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un affluent constant.

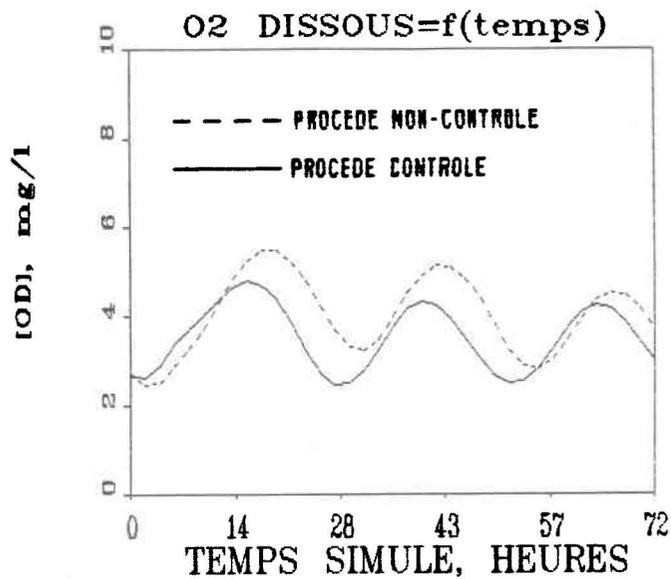


Figure 5.2: Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un affluent sinusoidal.

fluctuations de la concentration en oxygène se resserrent autour de 3.5 mg/l. En utilisant un ajustement manuel, le profil obtenu présente des variations encore moins importantes gravitant autour de 4 mg/l.

Bref, la stratégie de contrôle donne le maximum d'amélioration pour le choc quantitatif en limitant les fluctuations et en stabilisant l'opération du procédé. Cette constatation justifie, à elle seule, la stratégie de contrôle proposée.

5.2.1.4 Choc hydraulique

Le choc hydraulique entraîne lui aussi des fluctuations du simple au double de la concentration en oxygène dissous lorsque le procédé est non contrôlé (voir figure 5.4). Avec la stratégie de contrôle, on remarque le même effet bénéfique que pour le choc organique. Cependant, l'effet du choc hydraulique est moins sévère sur la demande en oxygène que ne l'est le choc quantitatif. Aussi, l'ajustement manuel régularisera presque totalement le profil d'oxygène dissous.

5.2.2 La hauteur du lit des boues

La hauteur du lit des boues est un facteur extrêmement important pour assurer une bonne gestion de la microflore dans le réacteur. En situation d'affluent choc, ce facteur devient primordial puisqu'il permet de remplacer temporairement les

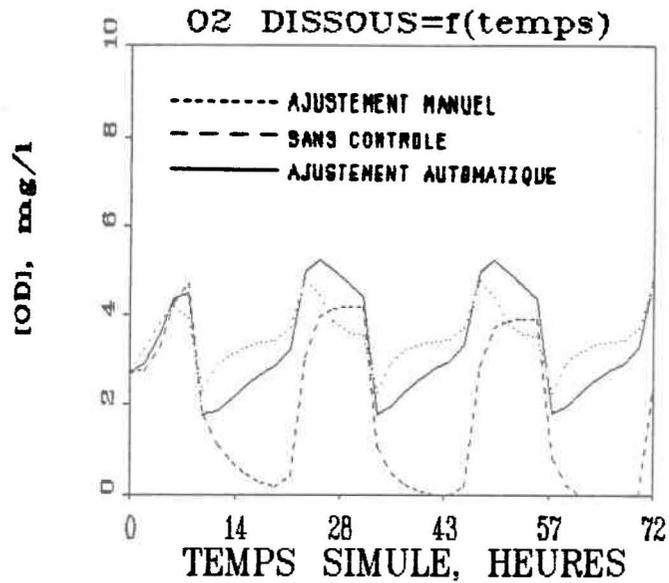


Figure 5.3: Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un choc organique

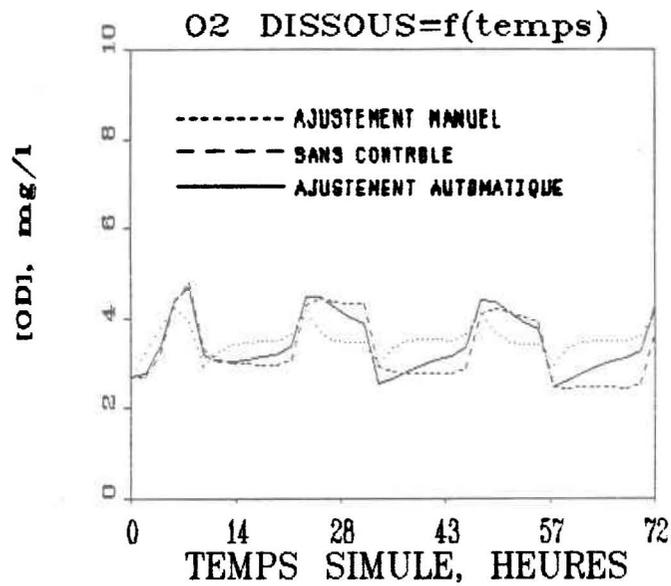


Figure 5.4: Concentration en oxygène dissous obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un choc hydraulique.

pertes de biomasse encourrues par un lessivage ou une baisse du taux de croissance. De plus, en maintenant la hauteur du lit des boues à son niveau optimal (160 cm dans le cas étudié), on évite deux problèmes : premièrement un débordement indésirable qui entraînerait une diminution de la qualité de l'effluent et deuxièmement un niveau des boues insuffisant pour maintenir, par le biais du recyclage, la concentration de biomasse désirée dans le réacteur.

Pour souligner l'importance de ce paramètre souvent relié à l'âge des boues (important dans le processus de nitrification et de dénitrification), des auteurs tels Miura (1981), Takase et Miura (1985), Tanuma et al. (1981), Holmberg et Forsström (1984) ont élaboré des stratégies visant à contrôler la quantité de boues dans le décanteur secondaire.

5.2.2.1 Affluent constant

La stratégie de contrôle avec ajustement automatique donne une hauteur du lit des boues constante telle que désirée (voir figure 5.5). Ainsi, on régularise les opérations du décanteur et on ramène le lit des boues à un niveau souhaitable beaucoup plus rapidement (43 heures contre 75 heures) que si on n'utilisait aucune stratégie de contrôle. En examinant la variable manipulée Q_3 , on constate que le soutirage de l'excès des boues est nul entre trois heures et quarante-cinq heures, le temps de laisser les matières décantables s'accumuler pour atteindre le niveau

souhaité. La hausse du niveau est fortement corrélée à la concentration de matières en suspension dans la liqueur mixte. Aussi, la hauteur du lit des boues n'augmente qu'à partir du moment où l'apport de matières en suspension dans le décanteur est supérieur à la quantité recyclée et rejetée dans l'effluent. A partir de quarante-cinq heures, le débit purgé varie de manière à contrebalancer l'apport en provenance du réacteur et permet le maintien d'un niveau constant.

5.2.2.2 Affluent sinusoïdal

Sans contrôle du procédé, la hauteur du lit des boues stagnait à vingt centimètres jusqu'à la cinquante-septième heure d'opération (voir figure 5.6). En appliquant la stratégie proposée, on peut constater qu'un redressement du niveau des boues se fait en phase avec la concentration de l'affluent dès la vingt-huitième heure d'opération. De nombreux essais ont été effectués afin d'améliorer la concordance des paramètres du contrôleur mais en vain. On verra à la section 5.2.2.4 comment l'aspect hydraulique du choc sinusoïdal ne permet pas d'obtenir une meilleure performance de la stratégie. On peut toutefois noter qu'une stabilisation du niveau des solides dans le décanteur a lieu graduellement au cours de la période d'opération.

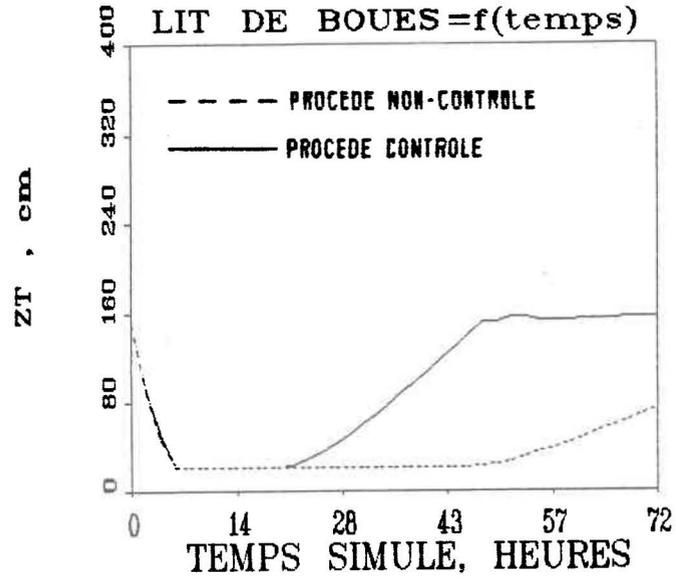


Figure 5.5: Hauteur du lit de boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un affluent constant.

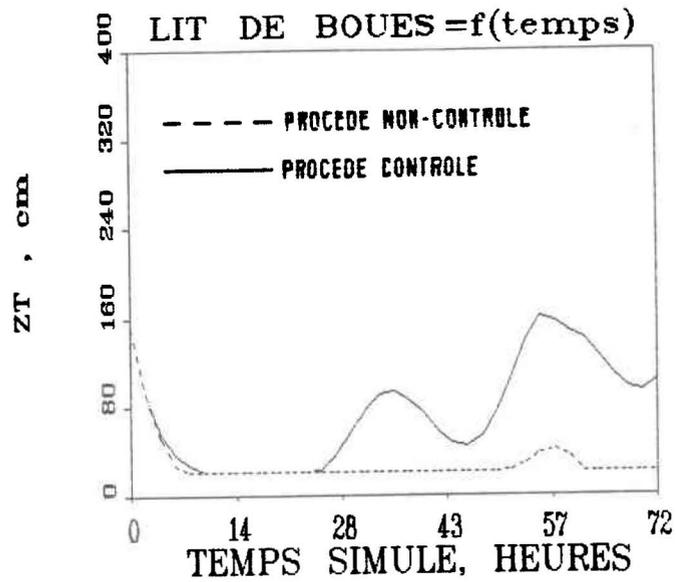


Figure 5.6: Hauteur du lit de boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un affluent sinusoidal.

5.2.2.3 Choc organique

On a souligné au paragraphe 5.2.2.1 que la hauteur du lit des boues était corrélée à la concentration des matières en suspension dans la liqueur mixte. Ainsi, si on augmente de façon significative la concentration de l'affluent, la biomasse totale dans le réacteur augmente aussi et le niveau du lit des boues atteint plus rapidement son niveau opérationnel normal. Les simulations démontrent que le décanteur atteint la stabilité dès la première onde de choc (voir figure 5.7). Aussi, il n'est pas surprenant de constater qu'à partir de la vingtième heure d'opération on doit exercer une purge des boues variable en fonction du temps pour maintenir la stabilité recherchée. C'est précisément ici que la stratégie de contrôle vient en aide à l'opérateur d'usine.

5.2.2.4 Choc hydraulique

Si le choc organique s'avérait plus néfaste sur le profil d'oxygène dissous que le choc hydraulique, l'inverse est vrai pour la hauteur du lit des boues (voir figure 5.8). Ainsi, le choc organique se répercute sur la croissance de la biomasse qui fluctue en phase avec l'affluent. Le niveau minimal de la concentration en biomasse est sensiblement le même que la valeur obtenue en régime permanent. Aussi, la stabilisation du lit des boues est rapide.

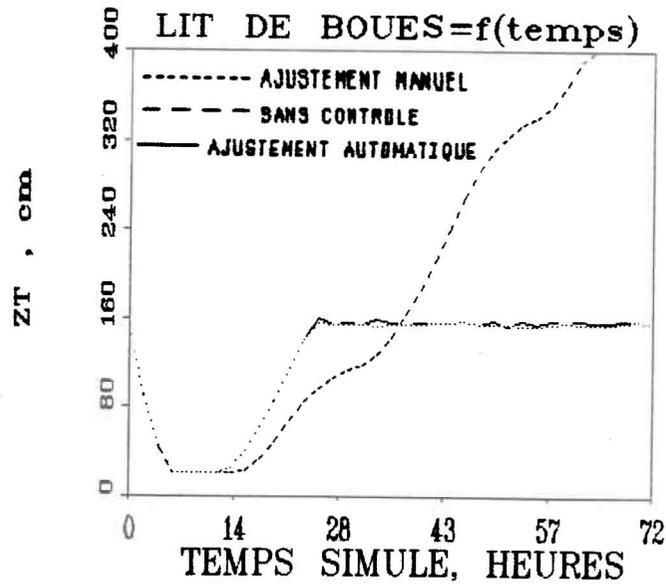


Figure 5.7: Hauteur du lit de boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un affluent choc quantitatif.

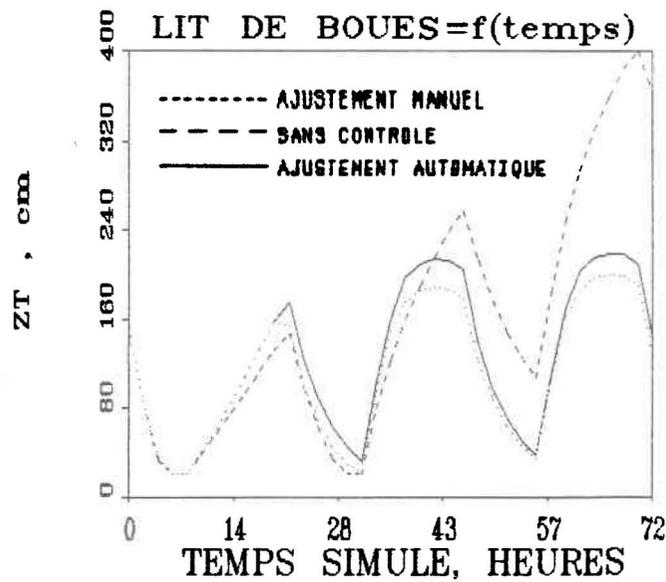


Figure 5.8: Hauteur du lit de boues obtenue du modèle SBI avec et sans contrôle de procédé pour un affluent choc hydraulique.

Le choc hydraulique comme on l'a vu à la section 4.3.2.4, provoque un lessivage de la biomasse dans le réacteur. Ce lessivage a pour effet d'abaisser de 300 mg/l la concentration minimale moyenne de la microflore dans le réacteur par rapport à une opération en régime permanent. Contrairement au cas de l'oxygène dissous qui réagit sans délai à un changement de l'affluent, les fluctuations de concentration de biomasse se propagent lentement au travers du décanteur à cause des retards de capacité. Ainsi, quand l'onde de choc arrive au décanteur et que le contrôleur répond, la qualité de l'affluent du réacteur peut nécessiter une réponse tout à fait différente. C'est pourquoi l'emploi d'un contrôleur à réaction positive, qui contrecarre les délais, serait plus approprié pour ce cas. Cette observation explique l'incapacité à ajuster manuellement le contrôleur à contre-réaction pour améliorer la réponse.

Bien que le type de contrôleur ne soit pas approprié dans ce cas, il reste néanmoins que la réponse oscille dans les limites physiques du décanteur et donc, les débordements sont éliminés.

Pour terminer, on peut souligner que, tant au point de vue de l'oxygène dissous que de la hauteur du lit des boues, la stratégie de contrôle développée améliore significativement la réponse du procédé. Il convient de noter que l'ajustement automatique par la méthode de Ziegler et Nichols (1942) présente, en général, des résultats satisfaisants (voir tableau 5.2).

SANS CONTROLE	CONTROLE+AJUSTEMENT AUTOMATIQUE	CONTROLE + AJUSTEMENT MANUEL
<p>REGIME PERMANENT</p> <p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - profil descendant - niveau élevé <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - lent à atteindre le niveau voulu - aucune stabilité du niveau 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - stabilisation - sans oscillation - niveau plutôt élevé <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - stabilisation rapide - sans oscillation - niveau désiré 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> * non applicable <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> * non applicable
<p>REGIME SINUSOIDAL</p> <p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - niveau moyen haut <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - aucune stabilité 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - niveau moyen haut <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - stabilité relative - niveau moyen convenable 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - faible oscillation - niveau moyen satisfaisant <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - oscillation légèrement amortie - stabilité relative - niveau désiré
<p>CHOC QUANTITATIF</p> <p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - périodes d'anoxie - forte oscillation - aucune stabilité <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - aucune stabilité 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - aucune période d'anoxie - forte oscillation - aucune stabilité <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - sans oscillation - bonne stabilité et atteinte vite 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - aucune période d'anoxie - forte oscillation - aucune stabilité <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> * non applicable
<p>CHOC HYDRAULIQUE</p> <p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - aucune stabilité <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - aucune stabilité 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - stabilité légèrement améliorée <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - forte oscillation - niveau moyen convenable - aucune stabilité 	<p><u>oxygène dissous</u></p> <ul style="list-style-type: none"> - faible oscillation - bonne stabilité <p><u>niveau des boues</u></p> <ul style="list-style-type: none"> * non applicable

Tableau 5.2: Evaluation de la stratégie de contrôle.

RECOMMANDATIONS

Suite à l'examen des trois modèles mathématiques et de la stratégie de contrôle présentés dans cette étude, nous dégagons quelques recommandations pouvant constituer éventuellement l'objet de recherches plus approfondies.

1. On sait que des métaux toxiques peuvent venir contaminer les eaux usées traitées dans nos usines d'épuration. Les modèles doivent donc prévoir un terme relatant l'inhibition du taux de croissance des microorganismes en fonction de la concentration en métaux. Tyagi et al. (1986) suggèrent l'emploi d'un tel terme avec le formalisme de Monod, son emploi pourrait être intéressant et ajouté aux modèles développés.

2. Le taux de nitrification devrait pouvoir dépendre de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur. La section 5.2.1.3 mentionne que des périodes d'anoxie sont possibles en présence d'un affluent fortement chargé. Dans ce cas, la nitrification est nulle. Stenstrom et Poduska (1980) proposent un modèle tenant compte de ces observations, il serait intéressant d'en tenir compte. De plus, il serait également intéressant de considérer la modélisation d'un réacteur anoxique de façon à favoriser la dénitrification. (Patry, 1987)

3. Pour bien représenter la décantation des boues, on devrait tenir compte de la croissance potentielle des bactéries filamenteuses. Sous des conditions de faibles concentrations en oxygène dissous, la croissance des bactéries filamenteuses diminue la décantabilité des boues. Beck (1984) présente un système d'équations pouvant simuler de telles conditions.

4. On a vu que les MESE étaient représentées par une équation de Keinath et al. (1977). Cette équation tient compte du débit de l'affluent, de la concentration des matières en suspension dans la liqueur mixte et de la surface du décanteur. Chapman (1983) note l'importance qu'on doit accorder à la hauteur du mur du décanteur pour prédire la concentration de l'effluent. Valide sur échelle pilote, l'équation proposé par Chapman (1983) pourrait s'avérer intéressante et être intégrée aux modèles proposés.

5. Une étude pourrait pousser plus à fond l'analyse de sensibilité des paramètres du modèle sélectionné en découvrant le type de la relation entre la qualité de l'effluent et le paramètre analysé. Pour ce faire, l'étude devrait identifier les facteurs influençant la variabilité de l'effluent de même qu'un facteur de performance du procédé. Niku et Schroeder (1981) proposent une approche de la sorte pour établir à quel degré et dans quel délai une action se répercute sur l'effluent.

6. Les simulations présentées aux chapitre °5 démontrent l'importance d'un bon ajustement du contrôleur sur la capacité de celui-ci à améliorer les performances. Dans ce contexte, il pourrait être intéressant d'employer des contrôleurs auto-réglés comme le suggèrent Marsili-Libelli et al. (1985).

7. Pour contrer les effets néfastes des chocs hydrauliques et organiques sur le procédé, il pourrait être intéressant d'instituer de nouvelles règles linguistiques prévenant les défaillances du procédé. Dans ce contexte, l'approche de Maeda (1984) est à considérer.

CONCLUSION

A. EVALUATION DES MODELES DYNAMIQUES

La démarche que nous proposons dans nos travaux visait l'évaluation comparative de trois modèles dynamiques applicables pour la simulation d'une usine à boues activées. La géométrie de l'usine de Norwich (Angleterre) a servi à vérifier la performance des modèles. Le modèle structuré bi-substrats (SBI) ressort comme le plus apte à répondre à nos attentes. Ainsi, grâce à sa portion de substrat mis en réserve, ce modèle simule bien les délais dans la croissance microbienne suite à un changement de la charge de l'affluent. De plus, le concept de régénération du substrat qui lui est attaché vient améliorer la réponse du modèle en phase de croissance ralentie.

En considérant strictement la microflore banale, les modèles structuré mono-substrat (SMONO) et HYBRIDE présentent de bonnes caractéristiques. Le modèle HYBRIDE montre cependant une grande sensibilité aux fluctuations de l'affluent due à l'absence du pouvoir tampon que représente le substrat mis en réserve. Le modèle SMONO démontre un comportement inverse au précédent. Ainsi, au chapitre 4, on avance qu'une mauvaise calibration des paramètres du modèle amène une sur-évaluation du pouvoir tampon attribuable au substrat mis en réserve.

Le modèle de nitrification simple joint au modèle SBI est

tout à fait conforme aux résultats extraits de la littérature. Cependant, les modèles de nitrification joints aux modèles SMONO et HYBRIDE présentent des réponses nettement inférieures à celles obtenues du modèle SBI. Cette lacune est attribuable au fait que l'on ne considère pas la croissance de microorganismes nitrifiants à partir d'azote organique.

Considérant les observations faites sur les biomasses banale et nitrifiante, le modèle le plus représentatif est le modèle SBI. Aussi, ce modèle est utilisé pour évaluer la stratégie de contrôle.

B. EVALUATION DE LA STRATEGIE DE CONTROLE

Le profil de l'oxygène dissous dans le réacteur présente une amélioration notable pour l'ensemble des conditions d'opération. En général, on constate une stabilisation de la concentration et l'élimination des périodes anoxiques. Le système montre cependant son incapacité à accommoder un choc organique de 100% sans montrer de fluctuations importantes. L'amplitude du choc lui-même peut expliquer un tel phénomène.

Le niveau du lit des boues est opérationnellement convenable pour la presque totalité des conditions d'opération. Cependant, le choc hydraulique démontre qu'il serait avantageux de remplacer le contrôleur CCR par un contrôleur CRP.

Ainsi, les possibilités de la modélisation sont mis en évidence quand on analyse l'effet de la stratégie de contrôle sur les performances de l'usine. Une fois calibré, un modèle dynamique épargne temps et argent autrement consacrés au développement in situ d'une stratégie de contrôle efficace. Finalement, il est permis de croire que l'avenir consacrera les modèles d'usines à boues activées à des rôles nouveaux de dimensionnement d'équipements et de simulateur pour l'entraînement des opérateurs.

BIBLIOGRAPHIE

- Adams,C.E.(Jr) & Eckenfelder,W.W.(Jr) (1970). Response of activated sludge to organic transient loadings. Proceedings American Society of Civil Engineers, Journal Sanitary Engineering Division, 96:333-352.
- Alexander,W.V., Ekama,G.A. & Marais,G.v.R. (1980). The activated sludge process part two. Application of the general kinetic model to the contact stabilization process. Water Research, 14:1737-1747.
- Balmat,J.L. (1957). Biochemical oxidation of various particulate fractions of sewage. Sewage and Industrial Wastes, 29:757.
- Beaulieu,D. (1986). Effet des eaux de ruissellement urbain sur un système de traitement des eaux usées. Thèse de Maîtrise ès science (EAU), INRS-Eau, Université du Québec, 194 pages.
- Beck,M.B. (1981). Operational estimation and prediction of nitrification dynamics in the activated sludge process. Water Research, 15:1313-1330.
- Beck,M.B. (1984). Modelling and control studies of the activated sludge process at Norwich Sewage Works. Transactions Institute Measurement Control, 6:117-131.

- Beck, M.B., Latten, A. & Tong, R.M. (1978). Modelling and operational control of the activated sludge process. Professional paper PP-78-10, International Institute for Applied Systems Analysis. Laxenburg, Austria.
- Benedek, P., Major, V. & Takacs, I. (1985). Mathematical model suggested for a carbon-activated sludge system. Water Research, 19:407-413.
- Berthouex, P.M., Hunter, W.G. & Fan, R. (1985). 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.
- Bisogni, J.J. & Lawrence, A.W. (1971). Relation between biological solids retention time and settling characteristics of activated sludge. Water Research, 5:753-763.
- Blackwell, L.G. (1971). A theoretical and experimental evaluation of the transient response of activated sludge process. Ph.D. thesis, Clemson University, Clemson, South Carolina.
- Boon, B. & Laudelout, H. (1962). Kinetics of nitrite oxidation by Nitrobacter Winogradskyi. Biochemical Journal, 85:440.

- Brett, R.W.J., Kermode, R.I. & Burrus, B.G. (1973). Feedforward control of an activated sludge process. *Water Research*, 7:525-535.
- Bryant, J.O. (1972). Continuous time simulation of the conventional activated sludge wastewater renovation system. Ph.D. thesis, Clemson University, Clemson, South Carolina.
- Busby, J.B. (1973). Dynamic modelling and control strategies for the activated sludge process. Ph.D. thesis, Clemson University, Clemson, South Carolina.
- Busby, J.B. & Andrews, J.F. (1975). Dynamic modelling and control strategies for the activated sludge process. *Journal Water Pollution Control Federation*, 47:1055-1080.
- Cameron, F. & Seborg, D.E. (1983). A self-tuning controller with a PID structure. *International Journal of Control*, 38:401-417.
- Chapman, D. (1983). The influence of process variables on secondary clarification. *Journal Water Pollution Control Federation*, 55(12):1425-1434.
- Cliff, R.C. & Andrews, J.F. (1981). Predicting the dynamics of oxygen utilization in the activated sludge process. *Journal Water Pollution Control Federation*, 53:1219-1232.

Couillard,D. (1985a). Traitements physiques des eaux usées. Notes de cours de l'unité Eau-7243, INRS-EAU, Université du Québec, Québec, 234 pages.

Couillard,D. (1985b). Traitements secondaires biologiques des eaux usées. Notes de cours de l'unité Eau-7243, INRS-EAU, Université du Québec, Québec, 130 pages.

Couillard,D. (1985c). Processus biologiques dans le traitement des eaux usées. Notes de cours de l'unité Eau-7243, INRS-Eau, Université du Québec, Québec, 35 pages.

Couillard,D. (1983). Quality of life: the importance of man-environment relations and a tentative conceptual model. *Journal of Environmental Systems*, 12(2):163-185.

Couillard,D. (1982). The man-habitat system and multi-use projects: description and representation. *Journal of Environmental Systems*, 11(2):175-186.

Dick,R.I. (1970). Role of activated sludge final settling tanks. *Proceedings American Society of Civil Engineers, Journal Sanitary Engineering Division*, 96(2):423-436.

Dold,P.L., Ekama,G.A. & Marais,G.v.R. (1980). A general model for the activated sludge process. Progress Water Technology, 12:47-77.

Downing,A.L., Painter,H.A. & Knowles,G. (1964). Nitrification in the activated sludge process. Journal Proceeding Institute Sewage Purification, 64:130-158.

Eckenfelder,W.W. (1966). Industrial water pollution control. McGraw-Hill, New-York.

Eckenfelder,W.W. (1970). Industrial quality engineering for practicing engineers. Barnes et Noble, New-York.

Eckenfelder,W.W. & Tischler,L.F. (1968). Linear substrate removal in the activated sludge process. Water Research, 2:54-58.

Edwards,V.H. (1970). Influence of high substrate concentration microbial kinetics. Biotechnology and Bioengineering, 12:679.

Ekama,G.A. & Marais,G.v.R. (1979). Dynamic behavior of the activated sludge process. Journal Water Pollution Control Federation, 51:534-556.

Gariépy, S. (1987). Production de protéines alimentaires par procédé bactérien aérobie thermophile: cas d'un effluent d'abattoir. Thèse de Maîtrise ès science (EAU), INRS-Eau, Université du Québec, Québec, 268 pages.

George, T.K. & Gaudy, A.F. (1973). Response of completely mixed systems to hydraulic shock loads. American Society of Civil Engineers, Journal Environmental Engineering Division, 99:593-606.

Grady, C.P.L.(Jr) & Lim, H.C. (1980). Biological wastewater treatment, theory and applications. Pollution Engineering and Technology, Marcel Dekker Inc., New-York, 963 pages.

Grady, C.P.L.(Jr) & Roper, R.E. (1974). Model for bio-oxidation process which incorporates viability concept. Water Research, 8:471-483.

Heddle, J.F. & Russel, J.M. (1984). Simple control equations using F:M ratio for operation of activated sludge aeration basins. Environmental Technology Letters, 5:49-56.

Herbert, D. (1961). A theoretical analysis of continuous culture systems. Society Chemical Industries, Monograph 12:21-53.

- Holmberg,A. (1982). Modelling of the activated sludge process for microprocessor-based state estimation and control. *Water Research*, 16:1233-1246.
- Holmberg,A. (1981). Microprocessor-based estimation of oxygen utilization in the activated sludge wastewater treatment process. *International Journal System Science*, 12:703-718.
- Holmberg,A. & Forsström,J. (1984). Application of models in developing control strategies for activated sludge wastewater treatment plants. *Water Science Technology*, 16:587-594.
- James,A. (1984). An Introduction to water quality modelling. Wiley Interscience Publication, New-York. 234 pages.
- Jacquart,J.C., Lefort,D. & Lovel,J.M. (1973). An attempt to take account of biological storage in the mathematical analysis of activated sludge behavior. In:Advances in water pollution research. Proceeding International Conference Water Pollution Research, Pergamon Press, New-York:367.
- Jorgensen,S.E. & Gromiec,M.J. (1986). Mathematical models in biological wastewater treatment. 1st ed., Elsevier, Amsterdam, 802 pages.

Keinath, T.M., Ryckman, M.D., Dana, C.H. & Hofer, D.A. (1977).
Activated sludge - Unified system design and operation.
American Society Civil Engineers, Journal Environmental
Engineering Division, 103(EE5):829-840.

Krishnan, P. & Gaudy, A.F.(Jr). (1976). Response of activated
sludge to quantitative shock loading. Journal Water
Pollution Control Federation, 48(5):906-919.

Kurbiel, J. (1969). Discussion of metabolism of suspended matter
in activated sludge treatment. In: Advances in water
pollution research. Pergamon Press, Oxford:356-358.

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

Lawrence, A.W. & McCarty, P.L. (1970). Unified basis for biological
treatment design and operation. Proceeding American Society
of Civil Engineers, Journal Sanitary Engineering Division,
96(3):757-778.

Lech, R.F., Lim, H.C., Grady, C.P.L. & Koppel, L.B. (1978a).
Automatic control of the activated sludge process. I-
Development of a simplified dynamic model. Water Research,
12:81-90.

- Lech,R.F., Lim,H.C., Grady,C.P.L. & Koppel,L.B. (1978b). Automatic control of the activated sludge process. II- Efficacy of control strategies. Water Research, 12:91-99.
- Levenspiel,O. (1972). Chemical reaction engineering. 2nd ed., John Wiley, New-York:465-469.
- Maeda,K. (1984). A knowledge based system for the wastewater treatment process. Proceedings of the 9th triennial world Congress of IFAC, Budapest, Hungary:3251-3256.
- Mamdani,E.H. (1974). Applications of fuzzy algorithms for control of a simple dynamic plant. Proceedings - Institution of Electrical Engineers (IEE), 121:1585-1588.
- Mamdani,E.H. (1977). Application of fuzzy logic to approximate reasoning using linguistic synthesis. Institution of Electrical and Electronics Engineers (IEEE) - Transactions on Computers, C-26:1182-1191.
- Manickam,T.S. & Gaudy,A.F.(Jr). (1979). Qualitative-quantitative shock of activated sludge. Journal Water Pollution Control Federation, 51(8):2033-2042.

- Marsili-Libelli,S., Giardi,R. & Lasagni,M. (1985). self-tuning control of the activated sludge process. Environmental Technology Letters, 6:576-583.
- Masui,S., Shioya,M., Ohto,T. & Nogita,S. (1981). Organic load control of the activated sludge process based on predicted daily variation of influent load. Water Science Technology, 13:387-392.
- McKinney,R.E. (1962). Mathematics of complete-mixing activated sludge. Proceedings American society of Civil Engineers, Journal Sanitary Engineering Division, 88(3):87-113.
- McLellan,J.C. & Busch,A.W. (1969). Hydraulic and process aspects of reactor design. II-Response to variations. 24th Industrial Waste Conference Bulletin, Purdue University, Indiana:493-506.
- Miyake,K. (1916). On the nature of ammonification and nitrification. Soil Science, 5:481-492.
- Miura,R. (1981). An approach to full-automatic control of activated sludge process. Water Science Technology, 13:451-457.

- Monod, J. (1950). La technique de culture continue: théorie et applications. Annales de l'Institut Pasteur, 79:390-410.
- Monod, J. (1949). The growth of bacterial cultures. Annal Review of Microbiology, 3:371-394.
- Morris, J.C. & Stumm, W. (1960). Colloidal aspects of waste treatment. Proceeding Rudolphs Research Conference, Rutgers University, New-Brunswick, New-Jersey.
- Murrill, P.W. (1981). Fundamentals of Process Control Theory. 1st ed., Instrument Society of America, North Carolina, 254 pages.
- Niku, S. & Schroeder, E.D. (1981). Factors affecting effluent variability from activated sludge process. Journal Water Pollution Control Federation, 53(5):546-559.
- Nisbet, R.M., Cunningham, A. & Gurney, W.S.C. (1983). Endogenous metabolism and the stability of microbial prey-predator systems. Biotechnology and Bioengineering, 15:301-306.
- Olsson, G. & Andrews, J.F. (1978). The dissolved oxygen profile - a valuable tool for control of the activated sludge process. Water Research, 12:985-1004.

Olsson,G. & Chapman,D. (1985). Modelling the dynamics of clarifier behavior in the activated sludge systems. In:Instrumentation and control of water and wastewater treatment and transport systems (IAWPRC), Proceeding of the 4th IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London:405-412.

Patry,G. (1987). Communications personnelles.

Pflanz,P. (1969). Performance of activated sludge secondary sedimentation basins. In: Advances in water pollution research. Pergamon Press, Oxford:356-358.

Poduska,R.A. & Andrews,J.F. (1975). Dynamics of nitrification in the activated sludge process. Journal Water Pollution Control Federation, 47:2599-2619.

Porges,N., Hoover,S. (1956). Principles of biological oxidation. In:Biological treatment of sewage and Industrial waste. Vol.1., Reinhold Publ. Co., New-York:35-48.

Prince,W. (1977). Contribution à l'étude théorique et expérimentale des phénomènes de nitrification dans le processus de traitement biologique des eaux usées. Thèse de Docteur-Ingénieur, Toulouse, France.

- Ramalho,R.S. (1983). Introduction of wastewater treatment processes. 2nd ed., Academic Press, New-York, 580 pages.
- Robertson,T.B. (1923). The chemical basies of growth and senescence. J.B. Lippincot Co., Philadelphia.
- Roques,H. (1979). Fondements théoriques du traitement biologique des eaux. Technique et documentation, Paris, 1813 pages.
- Saleh,M.M. & Gaudy,A.F.(jr). (1978). Shock load response of activated sludge with constant recycle sludge concentration. Journal Water Pollution Control Federation, 50:764-774.
- Schlitz,J.H., Grinker,J.R. & Dedinsky,H.E. (1985). Automated instrument monitoring system at Milwaukee's south shore wastewater treatment plant. In:Instrumentation and control of water and wastewater treatment and transport system (IAWPRC), Proceeding of the 4th IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London:277-286.
- Sekine,T., Iwahori,K., Fujimoto,E. & Inamori,Y. (1985). Advanced control strategies for the activated sludge process. In:Instrumentation and control of water and wastewater treatment and transport systems (IAWPRC), Proceeding of the 4th IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London:269-276.

Sinclair,C.G & Topiwala,H.H. (1970). Model for continuous culture which considers viability concept. *Biotechnology and Bioengineering*, 12:1069.

Skellet,C.F. & Lennox.G.R. (1985). Introducing automation at an existing large sewage treatment works. In: *Instrumentation and control of water and wastewater treatment and transport systems (IAWPRC)*, Proceeding of the 4th IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London:331-338.

Speirs,G. (1987). Automated process control strategies for optimization of biological systems performance. Abstract for presentation at BIOQUAL meeting, Montreal (Quebec), October 14-15, 1987.

Stehfest,H. (1985). Optimal periodic control of a step-feed activated sludge plant. *Environmental Technology Letters*, 6:556-565.

Stenstrom,M.K. (1975). A dynamic model and computer compatible control strategies for wastewater treatment plants. Ph.D. Thesis, Clemson University, Clemson, South Carolina.

- Stenstrom, M.K. & Andrews, J.F. (1979). Real-time control of activated sludge process. Proceedings American Society of Civil Engineers, Journal Environmental Engineering Division, 105:245-260.
- Stenstrom, M.K. & Poduska, R.A. (1980). The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification. Water Research, 14:643-649.
- Stephanopoulos, G. (1984). Chemical process control: An introduction to theory and practice. Prentice-Hall Inc., Englewood Cliffs, New-Jersey, 696 pages.
- Takahashi, S., Toshihiko, F., Michio, K., Takashi, S. & Maeda, M. (1969). Metabolism of suspended matter in activated sludge treatment. In: Advances in water pollution research. Pergamon Press, Oxford:341-352.
- Takase, I. & Miura, R. (1985). Sludge flow control for activated sludge process. In: Instrumentation and control of water and wastewater treatment and transport systems (IAWPRC), Proceeding of the 4th IAWPRC Workshop, Pergamon Press, London:675-678.
- Talmage, W.P. & Fitch, E.B. (1955). Determining thickener unit areas. Industrial & Engineering Chemistry, 47:38.

- Tanuma, M., Kashiwagi, M., Tuchiya, N. & Kasai, T. (1981). Total sludge quantity control for activated sludge process. *Water Science Technology*, 13:427-432.
- Tanthapanichakoon, W. & Himmelblau, D.M. (1981). Simulation of time dependent activated sludge wastewater treatment plant. *Water Research*, 15:1185-1195.
- Thérien, N. & Perdrieux, S. (1981). Dynamics of activated sludge in terms of organic carbon. *Journal Water Pollution Control Federation*, 53:576-586.
- Tong, R.M., Beck, M.B. & Latten, A. (1980). Fuzzy control of the activated sludge wastewater treatment process. *Automatica*, 16:695-701.
- Tracy, K.D. (1973). Mathematical modelling of unsteady state thickening of compressible slurries. Ph.D. Thesis, Clemson University, Clemson, South Carolina.
- Tyagi, R.D., Couillard, D. & Villeneuve, J.P. (1986). Functional design of activated sludge processes with heavy metal inhibition. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 64:632-638.

- Weddle,C.L. & Jenkins,D. (1971). The viability and activity of activated sludge. Water Research, 5:621-640.
- Westberg,N. (1967). A study of the activated sludge process as a bacterial growth process. Water Resources, 1:795-803.
- Wezernak,C.T. & Gannon,J.J. (1968). Evaluation of nitrification in streams. Journal Sanitary Engineering Division, 94:883-895.
- Yeung,S.Y.S, Sincic,D. & Bailey,J.E. (1980). Optimal periodic control of activated sludge process. II-Comparison with conventional control for structured sludge kinetics. Water Research. 14:77-83.
- Zadeh,L.A. (1973). 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.
- Ziegler,J.G. & Nichols,N.B. (1942). Optimum settings for automatic controllers. Transactions of the American Society of Mechanical Engineers, 64:759.

APPENDICE A

DEFINITION DES FONCTIONS D'APPARTENANCE*

DBTE (mg/l)	<10	10-15	15-17.5	17.5-20	20-22.5	22.5-25
PETIT	1.0	1.0	1.0	0.8	0.3	0.1
MOYEN	0.0	0.0	0.1	0.3	0.8	1.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

DBTE (mg/l)	25-27.5	27.5-30	30-35	>35
PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0
MOYEN	1.0	0.6	0.2	0.0
GRAND	0.2	0.4	0.9	1.0

TABLEAU A.I. Fonction d'appartenance impliquant la demande biologique totale d'oxygène dans l'effluent.

MESE (mg/l)	<20	20-25	25-27.5	27.5-30	30-32.5	32.5-35
PETIT	1.0	1.0	0.9	0.8	0.3	0.1
MOYEN	0.0	0.0	0.1	0.3	0.9	1.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

MESE (mg/l)	35-40	40-42.5	42.5-45	45-47.5	47.5-52.5	>52.5
PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
MOYEN	1.0	0.9	0.5	0.2	0.0	0.0
GRAND	0.0	0.2	0.4	0.9	1.0	1.0

TABLEAU A.II. Fonction d'appartenance impliquant les matières solides en suspension dans l'effluent.

* Extrait des travaux de Beck et al. (1978)

MVS(mg/l)	<1500	1500-2000	2000-2400	2400-2700	2700-3000
TRES PETIT	1.0	0.9	0.3	0.0	0.0
PETIT	0.0	0.1	1.0	0.9	0.0
MOYEN	0.0	0.0	0.0	0.6	1.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

MVS(mg/l)	3000-3300	3300-3600	3600-4000	>4000
TRES PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0
PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0
MOYEN	1.0	0.6	0.0	0.0
GRAND	0.0	0.2	0.9	1.0

TABLEAU A.III. Fonction d'appartenance impliquant les matières volatiles en suspension dans le réacteur biologique.

Q ₄ (mg/l)	<3000	3000-3500	3500-4000	4000-4500	4500-5000
TRES PETIT	1.0	0.2	0.0	0.0	0.0
PETIT	0.1	0.9	1.0	0.2	0.0
MOYEN	0.0	0.0	0.1	0.7	1.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Q ₄ (mg/l)	5000-5500	5500-6000	6000-7000	>7000
TRES PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0
PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0
MOYEN	1.0	0.8	0.4	0.0
GRAND	0.0	0.1	0.6	1.0

TABLEAU A.IV. Fonction d'appartenance impliquant le débit de boues recyclées au réacteur biologique.

$S_{NH_4_2}$ (mg/l)	<15	15-17.5	17.5-20	20-22.5	22.5-27.5
PETIT	1.0	0.9	0.7	0.2	0.0
MOYEN	0.0	0.0	0.2	0.9	1.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

$S_{NH_4_2}$ (mg/l)	27.5-30	30-32.5	>32.5
PETIT	0.0	0.0	0.0
MOYEN	0.9	0.2	0.0
GRAND	0.3	0.8	1.0

TABLEAU A.V. Fonction d'appartenance impliquant la concentration d'ammoniaque rejetée à l'effluent.

S_{O_2PC} (mg/l)	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5
MOYEN	1.0	0.9	0.8	0.7	0.0
GRAND	0.0	0.0	0.1	0.4	1.0

TABLEAU A.VI. Fonction d'appartenance impliquant le point de consigne de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur biologique.

Q_3 (m ³ /h)	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18
PETIT	1.0	1.0	0.9	0.6	0.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
MOYEN	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2	0.5	0.8	1.0	1.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Q_3 (m ³ /h)	20	22	24	26	28	30	32	34	36
PETIT	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
MOYEN	1.0	1.0	1.0	0.9	0.7	0.5	0.1	0.0	0.0
GRAND	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2	0.6	0.9	1.0

TABLEAU A.VII. Fonction d'appartenance impliquant le débit de boues purgées.

DELODPC (mg/l)	-1.0	-0.5	+0.5	+1.0
GRAND-NEGATIF	1.0	0.0	0.0	0.0
PETIT-NEGATIF	0.0	1.0	0.0	0.0
PETIT-POSITIF	0.0	0.0	1.0	0.0
GRAND-POSITIF	0.0	0.0	0.0	1.0

TABLEAU A.VIII. Fonction d'appartenance impliquant la variation du point de consigne de la concentration en oxygène dissous dans le réacteur

DELPCTR	-0.25	-0.1	+0.1	+0.25
GRAND-NEGATIF	1.0	0.0	0.0	0.0
PETIT-NEGATIF	0.0	1.0	0.0	0.0
PETIT-POSITIF	0.0	0.0	1.0	0.0
GRAND-POSITIF	0.0	0.0	0.0	1.0

TABLEAU A.IX. Fonction d'appartenance impliquant la variation du taux de recyclage des boues au réacteur biologique.

DELQ3 (m ³ /h)	-4	-2	+2	+4
GRAND-NEGATIF	1.0	0.0	0.0	0.0
PETIT-NEGATIF	0.0	1.0	0.0	0.0
PETIT-POSITIF	0.0	0.0	1.0	0.0
GRAND-POSITIF	0.0	0.0	0.0	1.0

TABLEAU A.X. Fonction d'appartenance impliquant la variation du débit des boues purgées.

APPENDICE B

COPIE "SOURCE" DES PROGRAMMES

Les pages suivantes présentent les différents programmes utilisés au cours de cette thèse. La liste comprend les programmes VT100, INIVAL, GRAPH, CNTRLE, TUNER, MSUB, DECANT, SORTIE, SDYN, ENTREE ET SUBDYN. Chacun des programmes ci-dessous est explicité. On notera que les programmes VT100 et GRAPH bien que légèrement modifiés, sont utilisés avec la permission du DR. Gilles Patry de l'Université McMaster (Ontario) et les droits sont sa propriété.

La nomenclature utilisée dans les programmes peut différer quelque peu de celle décrite dans cet ouvrage. Ainsi, on réfère au modèle SMONO par le nom d'un auteur principal pris comme référence soit ANDREWS. De même le modèle SBI devient EKEMA et le modèle HYBRIDE devient ROQUES.

\$STORAGE:2
\$NOFLOATCALLS
\$LARGE

PROGRAM ENTREE

```
C*****  
C***  MS-FORTRAN - programme ENTREE ***  
C*****  
C*** ***  
C*** micro-ordinateur - Panama XT , IBM XT OU AT ***  
C*** memoire requise - Minimum de 512K, 1 Disque dur 10 ou 20 Meg ***  
C*** logiciels requis - Ms-Fortran V3.3, Halo, IMSL-PC, SPSS-PC ***  
C*** derniere version - 11 Fevrier 1987 ***  
C*** recommandation - co-processeur 8087 et mode TURBO ***  
C*** ***  
C*** *****  
C*** ***  
C*** BUT: Simuler le comportement dynamique d'une usine a boue ***  
C*** a boues activees soumis a des affluents municipaux. ***  
C*** ***  
C*** UTILISATION: MODUBA ***  
C*** ***  
C*** ENTREE REQUISES: 1- Type de modele utilise(3 possibilites) ***  
C*** 2- Modification des parametres par default ***  
C*** a- parametres du modele choisit ***  
C*** b- parametres du decanteur ***  
C*** c- coefficients de compatibilite Subs. ***  
C*** d- parametres des controleurs PID ***  
C*** 3- Choix du type d'affluent ***  
C*** 4- Temps de simulation total ***  
C*** 5- Increment de temps de simulation ***  
C*** ***  
C*** FICHER REQUIS: Andrew.dat ***  
C*** Ekema.dat ***  
C*** Roque.dat ***  
C*** Init.dat ***  
C*** Decant.dat ***  
C*** Csubs.dat ***  
C*** Etdb.lir ***  
C*** Ess.lir ***  
C*** Mlss.lir ***  
C*** Nh4.lir ***  
C*** Rass.lir ***  
C*** Dosp.lir ***  
C*** Swr.lir ***  
C*** ddosp.lir ***  
C*** drrsp.lir ***  
C*** dswr.lir ***  
C*** ***  
C*** ***
```

```
c*** SOUS-PROGRAMME: FUZZY : determine trois actions de controle ***
c*** AFEXP : selectionne l'expression de l'affluent ***
c*** FONCTION : FEXPS et FEXPQ ***
c*** PARAM : permet la correction des fichiers.dat ***
c*** INIVAL: Emmagasinage des conditions initiales ***
c*** TUNER : permet l'ajustage des controleurs PID ***
c*** SDYN : prepare les donnees pour DVERK ***
c*** DVERK : solutionne le systeme d'equations diff.***
c*** DECANT: simule l'action du decanteur ***
c*** CPID : determine deux actions de controle ***
c*** IMPRES: prepare les donnees pour GRAPH ***
c*** GRAPH : donne les graphiques des output ***
c*** VT100 : determine le mouvement du curseur ***
c*** FCNAND: systeme d'equations de Andrews ***
c*** FCNEKE: systeme d'equations de Ekema&Marais ***
c*** FCNROQ: systeme d'equations de Roques ***
c*** Dictionnaire des variables: ***
c*** CONTR : INDIQUE SI OUI OU NON ON VEUT DU CONTROLE ***
c*** FINSIM : NOMBRE TOTAL DE SIMULATIONS ***
c*** FINTIM : TEMPS TOTAL DE LA SIMULATION ***
c*** IAJUST : INDIQUE SI ON PROCEDE A L'AJUSTEMENT ***
c*** IMES : PAS DE LA SIMULATION ***
c*** IMODEL : NOMBRE QUI CORRESPOND A UN DES 3 MODELES ***
c*** KPi : ACTION PROPORTIONNELLE DU CONTROLEUR CCR ***
c*** NO : NUMERO DU PARAMETRE ANALYSE (SENSIBLE) ***
c*** NPCRIT : NOMBRE DE PARAMETRE CRITIQUE A ANALYSE ***
c*** NSIM : NOMBRE DE SIMULATION A FAIRE (SENSIBILITE) ***
c*** PAR : VECTEUR CONTENANT LES PARAMETRES DU MODELE ***
c*** NUM : NOMBRE DU PARAMETRES DU MODELE CHOISI ***
c*** PAR : VECTEUR CONTENANT LES PARAMETRES DU MODELE ***
c*** CHOISI ***
c*** PARSEN : VECTEUR CONTENANT LES NUMEROS DES PARAMETRES ***
c*** SENSIBLES A ANALYSER ***
c*** PNOM : NOM DU PARAMETRE SENSIBLE QUE L'ON VEUT ***
c*** ANALYSER DANS LE MODELE CHOISI ***
c*** SENSIB : INDIQUE OU NON SI ON FAIT UNE ANALYSE DE ***
c*** SENSIBILITE ***
c*** TCC : RELIE A L'INTERVALLE DE CONTROLE AU PAS ***
c*** TC1,TC2 : INTERVALLES DE CONTROLE CORRESPONDANT AU ***
c*** CONTROLEUR A REGLES ET TRADITIONNEL ***
c*** TDi : ACTION 'DERIVATIVE' DU CONTROLEUR CCR ***
c*** TIi : ACTION 'INTEGRALE' DU CONTROLEUR CCR ***
c*** UNIT : UNITE OU EST COPIE LE FICHIER DES PARAMETRES ***
c*** DU MODELE CHOISI UNE FOIS CORRIGE ***
c*** UNITES : VECTEUR CONTENANT LES UNITES DES PARAMETRES ***
c*** SU MODELE CHOISI ***
c*** VALEUR : VECTEUR CONTENANT LES VALEURS DES PARAMETRES ***
c*** DU MODELE CHOISI ***
c*** ***
c*****
```

```
INTEGER*2 UNIT,FINTIM,TTSA,FINSIM,TCC,NUM,NO,CONTR,  
1 PARSEN(5),NSIM,SENSIB,NPCRIT,IAJUST  
REAL*4 IMES,TC1,TC2  
DOUBLEPRECISION KP1,KP2,TI1,TI2,TD1,TD2,VALEUR(30)  
CHARACTER*13 UNITES(30),PAR(30),PNOM,REP  
CHARACTER*70 TEXT1,TEXT2,TEXT  
CHARACTER*40 TXTITR,TXTAND,TXTEKE,TXTROQ,  
1 NOMDAT,DEVICE*20,XAXIS*30
```

```
SENSIB=0  
NPCRIT=1  
NSIM=1
```

```
c----- choix du modele de simulation  
CALL VTCLR  
TXTITR='CHOIX DU MODELE - BASSIN D AERATION'  
CALL VTHTXT(8,1,5,TXTITR)  
CALL VTMCUR(1,41)  
CALL VTLCLR  
TXTAND='1: MODELE DE ANDREWS'  
TXTEKE='2: MODELE D EKEMA & MARAIS'  
TXTROQ='3: MODELE DE ROQUES'  
TEXT='4: FIN DE L EXECUTION'  
CALL VTHTXT(0,5,5,TXTAND)  
CALL VTHTXT(0,8,5,TXTEKE)  
CALL VTHTXT(0,11,5,TXTROQ)  
CALL VTHTXT(0,14,5,TEXT)  
CALL VTMCUR(22,5)  
WRITE(*,'(1X,A)\')'FAIRE UN CHOIX -(1,2,3,4) :  
READ(*,'(I1)')IMODEL  
CALL VTCLR
```

```
c----- parametres des modeles du bassin d'aeration  
IF(IMODEL.EQ.1)GOTO 100  
IF(IMODEL.EQ.2)GOTO 200  
IF(IMODEL.EQ.3)GOTO 300  
GOTO 999  
100 NOMDAT='ANDREW.DAT'  
UNIT=13  
NUM=21  
CALL VTHTXT(8,1,5,TXTAND)  
CALL VTMCUR(1,30)  
CALL VTLCLR  
CALL PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)  
GOTO 500  
200 NOMDAT='EKEMA.DAT'  
UNIT=14  
NUM=25  
CALL VTHTXT(8,1,5,TXTEKE)  
CALL VTMCUR(1,34)  
CALL VTLCLR  
CALL PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)  
GOTO 500  
300 NOMDAT='ROQUE.DAT'
```

```
UNIT=16
NUM=28
CALL VTHTXT(8,1,5,XTTROQ)
CALL VTMCUR(1,32)
CALL VTLCLR
CALL PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)
500 CONTINUE

c---- identification des parametres critiques-analyse de sensibilite
CALL VTMCUR(19,2)
CALL VTPCLR(19)
WRITE(*,'(A\)' )' DESIREZ VOUS UNE ANALYSE DE SENSIBILITE ? '
READ(*,'(A)' )REP
IF((REP.EQ.'0').OR.(REP.EQ.'o'))THEN
  SENSIB=2
  CALL VTMCUR(20,2)
  WRITE(*,'(A\)' )' COMBIEN AVEZ-VOUS DE PARAMETRES CRITIQUES ? '
  READ(*,*)NPCRIT
  DO 39 K=1,NPCRIT
    CALL VTMCUR(19,2)
    CALL VTPCLR(19)
    WRITE(*,'(A\)' )' NUMERO DU PARAMETRE CRITIQUE : '
    READ(*,*)NO
    PARSEN(K)=NO
39  CONTINUE
    CALL VTMCUR(21,2)
    WRITE(*,'(A\)' )' COMBIEN DE SIMULATIONS PAR PARAMETRE ? '
    READ(*,*)NSIM
  ELSE
    SENSIB=0
  ENDIF

c---- parametres du decanteurs
NOMDAT='DECANT.DAT'
UNIT=19
NUM=4
TXTITR='PARAMETRES DU DECANTEUR'
CALL VTCLR
CALL VTHTXT(8,1,5,XTTITR)
CALL VTMCUR(1,30)
CALL VTLCLR
CALL PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)
CALL VTCLR

c---- selection du type de l'affluent
UNIT=17
CALL VTCLR
CALL AFEXP(UNIT,FINTIM,IMES,FINSIM)

c---- selection des conditions initiales
NOMDAT='INIT.DAT'
UNIT=18
NUM=26
```

```

      TXTITR='VALEURS INITIALES'
      CALL VTHTXT(8,1,5,TXTITR)
      CALL VTMCUR(1,26)
      CALL VTLCLR
      CALL PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)
      CALL VTCLR

c----- selection des coefficients de compatibilite du substrat
      NOMDAT='CSUBS.DAT'
      UNIT=25
      NUM=10
      TXTITR='COEFFICIENT DE COMPATIBILITE DU SUBSTRAT'
      CALL VTHTXT(8,1,5,TXTITR)
      CALL VTMCUR(1,46)
      CALL VTLCLR
      CALL PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)
      CALL VTCLR

c----- ajustement des deux controleurs PID
      CONTR=0
      TEXT='DESIREZ-VOUS CONTROLER LE PROCEDE (O/N)? '
      CALL VTHTXT(0,5,5,TEXT)
      READ(*,'(A)')REP
      CALL VTCLR
      IF((REP.EQ.'N').OR.(REP.EQ.'n'))GOTO 22
      CONTR=1
      TXTITR='AJUSTEMENT DES CONTROLEURS'
      CALL VTHTXT(8,1,5,TXTITR)
      CALL VTMCUR(1,41)
      CALL VTLCLR
      TC1=4.0
      TC2=4.0
      KP1=-1.40D+00
      KP2=+0.90D-02
      TI1=+2.60D+00
      TI2=+2.35D+01
      TD1=+0.70D+00
      TD2=+5.88D+00

c----- impression des parametres par defaut des controleurs
      TEXT='PARAMETRES PAR DEFAUT DES CONTROLEURS : '
      CALL VTHTXT(0,5,5,TEXT)
      TEXT='  OD :      KP(%)      TI(REP/H)      TD(H)'
      CALL VTHTXT(0,10,5,TEXT)
      CALL VTMCUR(11,8)
      WRITE(*,'(3(D10.3,2X))')KP1,TI1,TD1
      TEXT='  ZT :      KP(%)      TI(REP/H)      TD(H)'
      CALL VTHTXT(0,15,5,TEXT)
      CALL VTMCUR(16,5)
      WRITE(*,'(3(D10.3,2X))')KP2,TI2,TD2
      TEXT='INTERVALLE DE CONTROLE DE 4 H'
      CALL VTHTXT(0,20,5,TEXT)
      TEXT='VOULEZ-VOUS LA CHANGER (O/N) ? '
      CALL VTHTXT(0,21,5,TEXT)
      READ(*,'(A1)')REP

```

```
IF((REP.EQ.'N').OR.(REP.EQ.'n'))GOTO 66
CALL VTMCUR(19,1)
CALL VTPCLR(19)
CALL VTMCUR(20,5)
WRITE(*,'(A\)' ) ENTREZ LE NOUVEL INTERVAL (H) :
CALL VTMCUR(21,5)
WRITE(*,'(A\)' ) CPID-OD CPID-ZT
CALL VTMCUR(22,12)
READ(*,*)TC1
CALL VTMCUR(22,31)
READ(*,*)TC2
66 CONTINUE
TEXT='DESIREZ-VOUS TUNER (O/N) ? '
CALL VTHTXT(8,23,5,TEXT)
READ(*,'(A1)' )REP
IF((REP.EQ.'O').OR.(REP.EQ.'o'))THEN
CALL VTCLR
TEXT='AJUSTEMENT DES PARAMETRES'
CALL VTHTXT(8,1,5,TEXT)
TEXT='TYPE D ECHELON DESIREZ (1,2) ? : '
CALL VTHTXT(0,10,5,TEXT)
TEXT1=' 1: ECHELON SUR STO'
TEXT2=' 2: ECHELON SUR GO'
CALL VTHTXT(0,12,5,TEXT1)
CALL VTHTXT(0,13,5,TEXT2)
READ(*,'(I2)' )IECH
TEXT='VALEUR DE L ECHELON (%) ? : '
CALL VTHTXT(0,16,5,TEXT)
IF(IECH.EQ.1)THEN
READ(*,'(I3)' )ISTEPS
ISTEPQ=0
ELSE
READ(*,'(I3)' )ISTEPQ
ISTEPS=0
ENDIF
TEXT='TEMPS ALLOUE POUR AJUSTER (<100H) ? '
CALL VTHTXT(0,19,5,TEXT)
READ(*,'(I3)' )TTSA
KP1=0.0DO
KP2=0.0DO
TI1=0.0DO
TI2=0.0DO
TD1=0.0DO
TD2=0.0DO
TEXT='PATIENTER S.V.P. - TUNING EN COURS...'
CALL VTHTXT(4,22,5,TEXT)
OPEN(42,FILE='TUNER.DAT',STATUS='NEW')
WRITE(42,*)IMODEL,ISTEPS,ISTEPQ,KP1,KP2,TD1,TD2,TI1,TI2,TTSA,
1 IMES,TC1,TC2,FINSIM,NPCRIT,NSIM,SENSIB,FINTIM,PARSEN(1),
1 PARSEN(2),PARSEN(3),PARSEN(4),PARSEN(5),CONTR
CLOSE(42,STATUS='KEEP')
OPEN(43,FILE='EXTUN.TEM',STATUS='NEW')
CLOSE(43,STATUS='KEEP')
ELSE
```

```
ENDIF
22  OPEN(37,FILE='PART1.DAT',STATUS='new')
    WRITE(37,*)IMES,TC1,TC2,FINSIM,NPCRIT,NSIM,SENSIB,FINTIM,IMODEL,
1   KP1,KP2,TD1,TD2,TI1,TI2,PARSEN(1),PARSEN(2),PARSEN(3),
1   PARSEN(4),PARSEN(5),CONTR
    CLOSE(37,STATUS='KEEP')
    GOTO 998

999  OPEN(36,FILE='FIN.TEM',STATUS='NEW')
    CLOSE(36,STATUS='KEEP')
998  CONTINUE
    END
```

```
$storage:2
$nofloatcalls
$large
```

```
      SUBROUTINE VTHTXT(IDSPLY,IROW,ICOL,TEXT)
C
C   Name:      VTHTXT
C   Purpose:   Displays a string of text with the first character
C              positioned in a specified row and column
C   By:        Gilles G. Patry
C   Version:   1.01
C   Date:      Sept. 22, 1986
C
C   Use:       CALL VTHTXT(IDSPLY,IROW,ICOL,TEXT)
C   Arguments:
C              IDSPLY = display mode
C                   0 no effect
C                   1 bold (not supported on TIPC)
C                   2 underscore
C                   4 blinking
C                   8 reverse video
C              IROW  = row number to display the first character
C              ICOL  = column number to display the first character
C              TEXT  = character string to display
```

```
-----
C
C-----Position cursor
C
```

```
      CHARACTER*40 TEXT
      CALL VTMCUR(IROW,ICOL)
C
C-----Set attribute
C
      CALL VTMODE(IDSPLY)
C
C-----Write text
C
      WRITE(*,'(A\)' ) TEXT
C
C-----Restore attribute of screen
C
      CALL VTMODE(0)

      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE VTMCUR(N,M)
C
C   VTMCUR Version 1.001 (June 1984)
```

C
C This subroutine moves the cursor to the position specified
C by coordinates (N,M) using the following statement in the
C calling program:

C CALL VTMCUR(N,M)

C where

C N = parameter specifying line number;
C M = parameter specifying column number.

C Written by:

C Dr. Gilles G. Patry, P.Eng.
C McMaster University
C Department of Civil Engineering &
C Engineering Mechanics
C Hamilton, Ontario L8S 4L7
C (416)-525-9140 (Ext. 4916)

C-----

NUM=48
IF (N.GT.25.OR.N.LE.0) THEN
WRITE(*,*) 'Row cursor position is out of range'
RETURN
ELSE
IF (M.GT.80.OR.M.LT.0) THEN
WRITE(*,*) 'Column cursor position is out of range'
RETURN
ENDIF
ENDIF

C
IF (N.GE.10) THEN
IR=N/10
IRREM=MOD(N,10)
ELSE
IR=0
IRREM=N
ENDIF

C
IF (M.GE.10) THEN
IC=M/10
ICREM=MOD(M,10)
ELSE
IC=0
ICREM=M
ENDIF

WRITE(*, '(1X,8A1,\)') CHAR(27), '[' ,CHAR(NUM+IR),
1 CHAR(NUM+IRREM), ';' ,CHAR(NUM+IC),CHAR(NUM+ICREM), 'f'
RETURN
END

SUBROUTINE VTMODE(IDSPLY)

```
C
C Name:      VTMODE
C Purpose:   Sets the mode in which the characters appear on the
C            screen
C By:        Gilles G. Patry
C Version:   1.01
C Date:      Sept. 22, 1986
C
C Use:       CALL VTMODE(IDSPLY)
C Arguments:
C            IDSPLY = display mode
C                    0 no effect
C                    1 bold (not supported on TIPC)
C                    2 underscore
C                    4 blinking
C                    8 reverse video
C-----
```

```
C
C IF (IDSPLY.EQ.0) THEN
C   IDSP=0
C ELSE
C   IF (IDSPLY.EQ.1) THEN
C     IDSP=1
C   ELSE
C     IF (IDSPLY.EQ.2) THEN
C       IDSP=2
C     ELSE
C       IF (IDSPLY.EQ.4) THEN
C         IDSP=5
C       ELSE
C         IF (IDSPLY.EQ.8) THEN
C           IDSP=7
C         ENDIF
C       ENDIF
C     ENDIF
C   ENDIF
C ENDIF
C
C WRITE(*,'(1x,4A,\)') CHAR(27),'[',CHAR(48+IDSP),'m'
C RETURN
C END
```

```

SUBROUTINE VTSVAVCUR
```

```
C
C Name:      VTSVAVCUR
C Purpose:   Saves the current cursor position
C By:        Gilles G. Patry
C Version:   1.01
C Date:      Sept. 22, 1986
C
```

```
C      Use:          CALL VTSVAVCUR
C-----
      WRITE(*,'(2A\)' ) CHAR(27),'[s'
      RETURN
      END

      SUBROUTINE VTRSTCUR
C
C      Name:        VTRSTCUR
C      Purpose:     Restores the saved cursor position
C      By:         Gilles G. Patry
C      Version:    1.01
C      Date:      Sept. 22, 1986
C
C      Use:          CALL VTRSTCUR
C-----
      WRITE(*,'(2A\)' ) CHAR(27),'[u'
      RETURN
      END

      SUBROUTINE HORLINE(IDSPLY,IROW,ICOL1,ICOL2,IARROWS)
C
C      Name:        HORLINE
C      Purpose:     Draws a horizontal line from IROW,ICOL1 to IROW,ICOL2
C      By:         Gilles G. Patry
C      Version:    1.01
C      Date:      Sept. 22, 1986
C
C      Use:          CALL HORLINE(IDSPLY,IROW,ICOL1,ICOL2,IARROWS)
C      Arguments:
C          IDSPLY = display mode
C                  0 no effect - attributes off
C                  1 bold
C                  2 underscore
C                  4 blink
C                  8 reverse
C          IARROWS= 0 no arrows
C                  1 arrow on left end of line
C                  2 arrow on right end of line
C                  3 arrows on both ends of line
C          IROW   = row number
C          ICOL1  = beginning column position
C          ICOL2  = final column position
C-----
C
C-----Set mode
C
      CALL VTMODE(IDSPLY)
C
C-----Position in IROW,ICOL1
C
      IC=ICOL1
      CALL VTMCUR(IROW,ICOL1)
      IF(IARROWS.EQ.1.OR.IARROWS.EQ.3) THEN
```

```
        WRITE(*,'(A\)' ) '<'
        IC=IC+1
    ENDIF
    DO 100 J=IC,ICOL2-1
        CALL VTMCUR(IROW,J)
        WRITE(*,'(A\)' ) CHAR(196)
100    CONTINUE
        CALL VTMCUR(IROW,ICOL2)
        IF (IARROWS.EQ.2.OR.IARROWS.EQ.3) THEN
            WRITE(*,'(A\)' ) '>'
        ELSE
            WRITE(*,'(A\)' ) CHAR(196)
        ENDIF

C
C-----Restore mode
C
        CALL VTMODE(0)
        RETURN
        END

        SUBROUTINE VERLINE(IDSPY,ICOL,IROW1,IROW2,IARROWS)
C
C    Name:      VERLINE
C    Purpose:   Draws a vertical line from IROW1,ICOL to IROW2,ICOL
C    By:        Gilles G. Patry
C    Version:   1.01
C    Date:      Sept. 22, 1986
C
C    Use:       CALL VERLINE(IDSPY,ICOL,IROW1,IROW2,IARROWS)
C    Arguments:
C                IDSPY = display mode
C                    0 no effect - attributes off
C                    1 bold
C                    2 underscore
C                    4 blink
C                    8 reverse
C                IARROWS= 0 no arrows
C                    1 arrow on top end of line
C                    2 arrow on bottom end of line
C                    3 arrows on both ends of line
C                IROW1 = top row
C                IROW2 = bottom row
C                ICOL  = column position
C-----
C
C-----Set mode
C
        CALL VTMODE(IDSPY)
C
C-----Position in IROW1,ICOL
C
        IR=IROW1
        CALL VTMCUR(IROW1,ICOL)
```

```
IF(IARROWS.EQ.1.OR.IARROWS.EQ.3) THEN
  WRITE(*,'(A\)' ) '^'
  IR=IR+1
ENDIF
DO 100 I=IR,IROW2-1
  CALL VTMCUR(I,ICOL)
  WRITE(*,'(A\)' ) CHAR(179)
100 CONTINUE
CALL VTMCUR(IROW2,ICOL)
IF (IARROWS.EQ.2.OR.IARROWS.EQ.3) THEN
  WRITE(*,'(A\)' ) 'v'
ELSE
  WRITE(*,'(A\)' ) CHAR(179)
ENDIF
```

```
C
C-----Restore mode
C
```

```
CALL VTMODE(0)
RETURN
END
```

```
SUBROUTINE CORNER(IARG,IROW,ICOL)
```

```
C
C Name: CORNER
C Purpose: Draws Draw the corners and intersecting lines and
C pieces in the drawing of lines and grids.
C By: Gilles G. Patry
C Version: 1.01
C Date: Sept. 22, 1986
```

```
C
C Use: CALL CORNER(IARG,IROW,ICOL)
C Arguments:
```

```
C IARG = display mode
C 1 lower right hand angle bracket
C 2 upper right hand angle bracket
C 3 upper left hand angle bracket
C 4 lower left hand angle bracket
C 5 crossing lines, i.e., +
C 6 left 'T'
C 7 right 'T'
C 8 bottom 'T'
C 9 top 'T'
C IROW = row position
C ICOL1 = column position
```

```
-----
C
C-----Position in IROW,ICOL
C
```

```
CHARACTER*1 DRAW
```

```
CALL VTMCUR(IROW,ICOL)
```

```
C
C-----Define appropriate symbol
```

```
C
IF (IARG.EQ.1) THEN
  DRAW=CHAR(217)
ELSE
  IF (IARG.EQ.2) THEN
    DRAW=CHAR(170)
  ELSE
    IF (IARG.EQ.3) THEN
      DRAW=CHAR(169)
    ELSE
      IF (IARG.EQ.4) THEN
        DRAW=CHAR(192)
      ELSE
        IF (IARG.EQ.5) THEN
          DRAW=CHAR(197)
        ELSE
          IF (IARG.EQ.6) THEN
            DRAW=CHAR(195)
          ELSE
            IF (IARG.EQ.7) THEN
              DRAW=CHAR(180)
            ELSE
              IF (IARG.EQ.8) THEN
                DRAW=CHAR(193)
              ELSE
                IF (IARG.EQ.9) THEN
                  DRAW=CHAR(194)
                ENDIF
              ENDIF
            ENDIF
          ENDIF
        ENDIF
      ENDIF
    ENDIF
  ENDIF
ENDIF
```

```
C
C-----Write CHAR
C
```

```
WRITE(*,'(A\)' ) DRAW
RETURN
END
```

```
SUBROUTINE VTBOX(IDSPY, IROW1, ICOL1, IROW2, ICOL2)
```

```
C
C Name: VTBOX
C Purpose: Draws a rectangular box having the coordinates
C IROW1,ICOL1 and IROW2,ICOL2
C By: Gilles G. Patry
C Reviewed: Francois D'Amours
C Version: 1.02
C Date: Dec. 2, 1986
C
```

```
C      Use:      CALL VTBOX(IDSPY,IROW1,ICOL1,IROW2,ICOL2)
C      Arguments:
C              IDSPY = display mode
C                  0 box is empty (normal video)
C                  1 box is filled (reverse video)
C              IROW1 = upper left hand row position
C              IROW2 = lower right hand row position
C              ICOL1 = upper left hand column position
C              ICOL2 = lower right hand column position
```

```
C-----
      IF (IDSPY.EQ.8) THEN
          IDSP=1
      ENDIF
```

```
      CALL CORNER(3,IROW1,ICOL1)
      CALL HORLINE(IDSP,IROW1,ICOL1+1,ICOL2-1,0)
      CALL CORNER(2,IROW1,ICOL2)
```

```
      CALL CORNER(4,IROW2,ICOL1)
      CALL HORLINE(IDSP,IROW2,ICOL1+1,ICOL2-1,0)
      CALL CORNER(1,IROW2,ICOL2)
```

```
      CALL VTMCUR(IROW1,ICOL1)
      CALL VERLINE(IDSP,ICOL1,IROW1+1,IROW2-1,0)
```

```
      CALL VTMCUR(IROW1,ICOL2)
      CALL VERLINE(IDSP,ICOL2,IROW1+1,IROW2-1,0)
```

```
      CALL VTMODE(0)
```

```
      RETURN
      END
```

```
      SUBROUTINE VTCLR
```

```
C
C      Name:      VTCLR
C      Purpose:  Erases the screen of all text display and then positions
C                  the cursor in the home position
C      By:       Gilles G. Patry
C      Version:  1.01
C      Date:     Sept. 22, 1986
C
C      Use:      CALL VTCLR
```

```
C-----
      WRITE(*,'(3A,\)') ' ',CHAR(27),'[2J'
      RETURN
      END
```

```

SUBROUTINE VTPCLR(ILIG)
C
C   Nom:          VTPCLR
C   But:          Effacer l'ecran du texte de la position du curseur a
C                 la fin de l'ecran incluant la position du curseur
C   Par:          Francois D'Amours
C   Version:      1.01
C   Date:         24 Novembre 1986
C   Utilisation:  CALL VTPCLR(ILIG)
C-----
C
CALL VTSVAVCUR
DO 111 J=1,(25-ILIG)
    CALL VTLCLR
    WRITE(*,'(4A1,\)' )CHAR(27),'[',CHAR(49),'B'
111 CONTINUE
    CALL VTLCLR
    CALL VTRSTCUR
    RETURN
    END

SUBROUTINE VTLCLR
C
C   Nom:          VTLCLR
C   But:          Effacer la ligne, de la position actuelle a la fin
C                 de cette ligne incluant la position du curseur
C   Par:          Francois D'Amours
C   Version:      1.01
C   Date:         24 Novembre 1986
C   Utilisation:  CALL VTLCLR
C-----
C
WRITE(*,'(2A,\)' )CHAR(27),'[K'
RETURN
END
```

```
$storage:2  
$nofloatcalls  
$large
```

```
      SUBROUTINE PARAM(UNIT,NOMDAT,NUM,PAR,VALEUR,UNITES)
```

```
c***   Ce sous-programme est utiliser en relation avec chacun des ***  
c***   fichier par default de MODUBA: soit les quatres fichiers des***  
c***   parametres des modeles ANDREW.DAT, EKEMA.DAT et ROQUE.DAT. ***  
c***   Les fichiers relatif au decanteur DECANT.DAT, ***  
c***   les fichiers de transformation du substrat STO en des unite***  
c***   compatibles au modele choisi et finalement le fichier ***  
c***   INIT.DAT qui contient toutes les valeurs initiales ***  
c***   ***  
c***   Son but est de permettre la correction interactive des ***  
c***   fichiers ci-dessus avec des valeurs preferees par ***  
c***   l'utilisateur. ***  
c***   ***  
c***   Le numero des parametres a corriger est demander (ceux-ci ***  
c***   seront separes de virgules dans le cas ou on en modifie ***  
c***   plusieurs) et la nouvelle valeur est demandee. La ***  
c***   compatibilite demande que l'utilisateur fournisse ces ***  
c***   nouveaux parametres dans les memes unites que l'ancienne ***  
c***   valeur: aucune verification d'unites n'est faite ***  
c
```

```
      DOUBLEPRECISION VALEUR(NUM)  
      INTEGER*2 UNIT,NUM,NO,NOMB,ILIG,ICOL  
      CHARACTER*40 NOMDAT,FMT,MODIF,FMT1  
      CHARACTER*30 VALACT  
      CHARACTER*13 PAR(NUM),UNITES(NUM),REP  
      DATA NO/0/
```

```
      OPEN(UNIT,FILE=NOMDAT,STATUS='OLD')  
      DO 100 I=1,NUM  
        READ(UNIT,900,END=701)PAR(I),VALEUR(I),UNITES(I)  
100    CONTINUE
```

```
c--- impression des parametres a l'ecran  
701    CONTINUE  
      ILIG=3  
      ICOL=2  
      FMT='(1X,A13,D10.3,A13,3X,A13,D10.3,A13)'  
      DO 105 I=2,NUM,2  
        CALL VTMCUR(ILIG,ICOL)  
        WRITE(*,FMT)PAR(I-1),VALEUR(I-1),UNITES(I-1),  
1      PAR(I),VALEUR(I),UNITES(I)  
        ILIG=ILIG+1  
105    CONTINUE  
      FMT1='(3X,A13,D10.3,A13)'  
      IF(MOD(NUM,2).EQ.0)GOTO 705  
      WRITE(*,FMT1)PAR(NUM),VALEUR(NUM),UNITES(NUM)  
  
705    REWIND UNIT  
      CALL HORLINE(2,17,2,75,0)
```

```
CALL VTMCUR(19,5)
c--- verifier la pertinence des parametres utilises
WRITE(*,'(1X,A\)' )'CES PARAMETRES SONT-ILS OK (O/N) : '
READ(*,'(A1)' )REP
IF((REP.EQ.'O').OR.(REP.EQ.'o'))GOTO 998
CALL VTMCUR(18,2)
CALL VTPCLR(18)
MODIF='NBR DES PARAMETRES A CHANGER : '
CALL VTHTXT(0,18,2,MODIF)
CALL VTMCUR(18,40)
READ(*,*)NOMB
MODIF='DONNER LE # ET FAIRE RETURN: '
CALL VTHTXT(0,19,2,MODIF)

c--- modification des parametres choisies
DO 20 K=1,NOMB
CALL VTMCUR(18,1)
CALL VTPCLR(18)
CALL VTMCUR(19,2)
WRITE(*,'(A15)' )' #PARAMETRE : '
CALL VTMCUR(19,40)
READ(*,'(I2)' )NO
VALACT=' VALEUR ACTUELLE DE '
WRITE(*,910)VALACT,PAR(NO),VALEUR(NO)
CALL VTMCUR(21,2)
WRITE(*,'(A\)' )' LA VALEUR PREFEREE EST : '
CALL VTMCUR(21,30)
READ(*,*)VALEUR(NO)
20 CONTINUE

c--- creation du nouveau fichier de parametres
DO 26 I=1,NUM
WRITE(UNIT,900)PAR(I),VALEUR(I),UNITES(I)
26 CONTINUE

REWIND UNIT
998 CLOSE(UNIT,STATUS='KEEP')

900 FORMAT(A13,D10.3,A13)
910 FORMAT(A30,A13,D10.3,2X,A13)
RETURN
END
```

```
SUBROUTINE AFEXP(UNIT,FINTIM,IMES,FINSIM)
c*** Ce sous-programme cree un fichier de donnees representant ***
c*** l'affluent de l'usine. Les valeur du debit Q0 et de la ***
c*** concentration totale STO sont trouvee a partir d'une ***
c*** expression selectionnee a l'ecran par l'utilisateur de ***
c*** MODUBA. ***
c***
c*** Trois types d'expression sont possibles, les deux premieres ***
c*** se referent a des donnees reelles tirees de la litterature ***
c*** et la troisieme simule un choc organique. ***
c***
c*** Le temps de simulation FINTIM doit etre fournie en heure ***
c*** et le pas de temps IMES represente l'intervalle de mesure ***
c*** des parametres et par consequent constitue donc ***
c*** l'intervalle avec lequel on evaluera la reponse du modele. ***
c*** Cette valeur est une fraction SANS RESTE de FINTIM ***
c*** Finalement, une valeur calculee FINSIM represente un ***
c*** nombre entier positif de fois qu'on evalue la reponse ***
c
DOUBLEPRECISION QD,STD
REAL*4 TIMX,EXP,IMES,ST,Q
INTEGER*2 FINTIM,UNIT,FINSIM
CHARACTER*1 DUMMY
CHARACTER*60 EXPS1,EXPQ1,TEXT

c---- choix de l'expression mathematique representant le comportement
c---- dynamique de l'affluent
TEXT='FONCTION REPRESENTANT L'AFFLUENT'
CALL VTHTXT(8,1,5,TEXT)
TEXT='CHOISIR UNE DES EXPRESSIONS : '
CALL VTHTXT(0,5,5,TEXT)
EXPS1='1: STO=550=CTE'
EXPQ1=' Q0 =700=CTE'
CALL VTHTXT(0,10,5,EXPS1)
CALL VTHTXT(0,11,5,EXPQ1)
EXPS1='2: STO=500+150SIN(2PIT/24)'
EXPQ1=' Q0 =650+150SIN(2PIT/24)'
CALL VTHTXT(0,13,5,EXPS1)
CALL VTHTXT(0,14,5,EXPQ1)
EXPS1='3: STO=1350 EN POINTE, 450 AILLEURS'
EXPQ1=' Q0 =700=CTE '
CALL VTHTXT(0,16,5,EXPS1)
CALL VTHTXT(0,17,5,EXPQ1)
EXPS1='4: STO=550=CTE'
EXPQ1=' Q0 =1100 EN POINTE, 550 AILLEURS'
CALL VTHTXT(0,19,5,EXPS1)
CALL VTHTXT(0,20,5,EXPQ1)

TEXT='VOTRE CHOIX EST DONC : '
CALL VTHTXT(8,22,5,TEXT)
READ(*,*)EXP
CALL VTCLR

TEXT='DONNER LE TEMPS DE SIMULATION (H) : '
```

```
CALL VTHTXT(0,5,5,TEXT)
READ(*,'(I4)')FINTIM
TEXT='DONNER LE PAS DE TEMPS (H) : '
CALL VTHTXT(0,10,5,TEXT)
READ(*,*)IMES
TEXT='CREATION DU FICHIER AFFLUE.DAT'
CALL VTHTXT(4,20,5,TEXT)
OPEN(UNIT,FILE='AFFLUE.DAT',STATUS='NEW')
FINSIM=INT(FLOAT(FINTIM)/IMES)
TIMX=0.0

c---- creation des fichiers de donnees de substrat et de debits
DO 10 J=0,FINSIM
  ST=FEXPS(TIMX,EXP)
  STD=DBLE(STD)
  Q=FEXPQ(TIMX,EXP)
  QD=DBLE(Q)
  IF(TIMX.GE.24.0)TIMX=0.0
  WRITE(UNIT,900)TIMX,STD,QD
  TIMX=TIMX+IMES
10  CONTINUE

900  FORMAT(1X,E10.3,D10.3,D10.3)
      REWIND UNIT
      CLOSE(UNIT,STATUS='KEEP')

      TEXT='FICHIER COMPLETE'
      CALL VTHTXT(0,23,30,TEXT)
      READ(*,'(A)')DUMMY
      CALL VTCLR
      RETURN
      END
```

```
REAL FUNCTION FEXPS(TIMX,EXP)
c*** Ce sous programme FONCTION est relie a l'utilisation de ***
c*** AFEXP en ce sens que c'est lui qui retournera la valeur ***
c*** de la concentration totale en rapport avec la fonction ***
c*** choisie dans AFEXP. ***
c
REAL*4 TIMX,EXP,PI
DATA PI/3.14159/
IEXP=IFIX(EXP)

c---- choix de la fonction
IF(IEXP.EQ.1)GOTO 10
IF(IEXP.EQ.2)GOTO 20
IF(IEXP.EQ.3)GOTO 30
10 FEXPS=550.0
GOTO 99
20 FEXPS=500.0+150.0*SIN(2.0*PI*TIMX/24.0)
GOTO 99
30 IF((TIMX.GE.8.0).AND.(TIMX.LE.22.0))THEN
FEXPS=1350.0
ELSE
FEXPS=450.0
ENDIF
99 RETURN
END
```

```
REAL FUNCTION FEXPQ(TIMX,EXP)
c*** Ce sous programme FONCTION evalue la valeur du debit total ***
c*** a l'entree et est utilise en correspondance avec le sous ***
c*** programme AFEXP. ***
c
REAL*4 TIMX,EXP,PI
DATA PI/3.14159/
IEXP=IFIX(EXP)
c----- choix de l'expression representant Q0
IF(IEXP.EQ.1)GOTO 10
IF(IEXP.EQ.2)GOTO 20
IF(IEXP.EQ.3)GOTO 10
GOTO 30
10 FEXPQ=700.0
GOTO 99
20 FEXPQ=650.0+150.0*SIN(2*PI*TIMX/24.0)
GOTO 99
30 IF((TIMX.GE.8.0).AND.(TIMX.LE.22.0))THEN
    FEXPQ=1100.0
ELSE
    FEXPQ=550.0
ENDIF
99 RETURN
END
```

```
$storage:2  
$nofloatcalls  
$large
```

```
      SUBROUTINE INIVAL(INI)  
c***   Ce sous-programme est utilise dans l'initialisation des   ***  
c***   valeurs des modeles au temps t=0.                         ***  
c***                                                                 ***  
c***   Son utilisation est faite dans le sous-programme SDYN    ***  
c***   servant a definir l'ensemble des valeurs servant a la   ***  
c***   simulation. Sa variable de sortie INI contient toutes les ***  
c***   valeurs initiales en plus des valeurs de debit et de    ***  
c***   concentration totale au temps t=0.                       ***  
c  
      DOUBLEPRECISION INI(28)  
      REAL*4 TEMPS  
      CHARACTER*13 PARA,UNITES  
  
      OPEN(18,FILE='INIT.DAT',STATUS='OLD')  
      DO 10 J=1,26  
         READ(18,900,END=701)PARA,INI(J),UNITES  
10     CONTINUE  
      REWIND 18  
701    CLOSE(18,STATUS='KEEP')  
  
      OPEN(17,FILE='AFFLUE.DAT',STATUS='OLD')  
      READ(17,910,END=702)TEMPS,INI(27),INI(28)  
      REWIND 17  
      CLOSE(17,STATUS='KEEP')  
  
900    FORMAT(A13,D10.3,A13)  
910    FORMAT(1X,E10.3,D10.3,D10.3)  
702    RETURN  
      END
```

```
$STORAGE:2
$NOFLOATCALLS
$LARGE
PROGRAM SUBDYN
INTEGER*2 UNIT,FINTIM,FINSIM,MODE,TCC1,CONTR,FAC,IERROR,
1 L,PARSE(5),NSIM,SENSIB,NPCRIT,W,V,LARGFI,POSC,TCC2,
1 TYPEC
REAL*4 IMES,TC1,TC2
DOUBLEPRECISION KP1,KP2,TI1,TI2,TD1,TD2,STO,QO,DLSWR,E1(3),
1 E2(3),RRSP,Q3,DPRINT(300,10),MLSS,DRAP3,CINT,ZT,FRAC,ESS,
1 SA,COEF(10),RASS,ETDB,ODSP,ZTSP,AC,V1,SNH41,QAIR,
1 QOM,VOUTSP(40),S4,BXA(300),NITR(300),SOUT(300)
CHARACTER*25 TEXT,TEXT1*50
CHARACTER*13 PNOM
NSIM=1
NPCRIT=1
SENSIB=0
OPEN(37,FILE='PART1.DAT',STATUS='OLD')
READ(37,*)IMES,TC1,TC2,FINSIM,NPCRIT,NSIM,SENSIB,FINTIM,
1 IMODEL,KP1,KP2,TD1,TD2,TI1,TI2,PARSE(1),PARSE(2),PARSE(3),
1 PARSE(4),PARSE(5),CONTR
CLOSE(37,STATUS='KEEP')

c---- section dynamique du programme
c---- portion du programme resolvant les equations du bassin aere
c---- initialisation des variables
MODE=1
L=0
INTER=1
LARGFI=0
POSC=3
DRAP3=1.0D0
CINT=DBLE(IMES)
TCC1=INT(TC1/IMES)
TCC2=INT(TC2/IMES)

c---- choix de l'intervalle d'impression des valeurs obtenues du modele
IF(FINSIM.GE.48)INTER=2
IF(FINSIM.GE.500)INTER=20
IF(FINSIM.GE.1000)INTER=40
CALL VTCLR
CALL VTMCUR(10,15)
TEXT='ITERATIONS TOTALES : '
WRITE(*,'(A,\)')TEXT
WRITE(*,*)FINSIM

c---- choix de l'ensemble de valeurs normalisees (entre 0 et 1)
c---- utilise lorsqu'on fait un analyse de sensibilite : chaque
c---- ensemble de valeurs correspond a un des 5 parametres sensible
c---- que peut etudier le programme en meme temps
DO 27 W=1,NPCRIT
IF(W.EQ.1)PNOM='PSSET1.DAT'
IF(W.EQ.2)PNOM='PSSET2.DAT'
IF(W.EQ.3)PNOM='PSSET3.DAT'
```

```
IF(W.EQ.4)PNOM='PSSET4.DAT'  
IF(W.EQ.5)PNOM='PSSET5.DAT'  
UNIT=W*30  
OPEN(UNIT,FILE=PNOM,STATUS='NEW')  
CALL VTMCUR(15,15)  
WRITE(*,'(A,\)')'NO DU PARAMETRE ANALYSE : '  
WRITE(*,*)PARSEN(W)  
  
DO 26 V=1,NSIM  
CALL VTMCUR(16,15)  
WRITE(*,'(A,\)')'SIMULATIONS EN COURS      : '  
WRITE(*,*)V  
  
c---- portion du programme resolvant les equations du reacteur biologique  
DO 25 J=0,FINSIM  
CALL VTMCUR(11,15)  
TEXT='ITERATION EN COURS  :'  
WRITE(*,'(A,\)')TEXT  
WRITE(*,*)J  
IF((INTER.EQ.1).AND.(J.GT.0))L=L+1  
IF(MOD(J,INTER).EQ.1)L=L+1  
CALL SDYN(IMODEL,J,IMES,DPRINT,FINSIM,MODE,RRSP,STO,Q0,Q3,  
1  QAIR,COEF,V1,ODSP,FRAC,L,PARSEN,NSIM,SENSIB,W,V,VOUTSP,S4,  
1  IERROR,BXA,SOUT,NITR)  
IF(IERROR.EQ.1)GOTO 77  
MLSS=DPRINT(L+1,5)  
QOM=DPRINT(L+1,4)  
  
c---- portion du programme resolvant les equations du decanteur  
CALL DECANT(DRAP3,MLSS,CINT,RRSP,Q3,QOM,ZT,FRAC,ESS,  
1  SA,RASS,AC,ZTSP,V1)  
DPRINT(L+1,7)=ESS  
DPRINT(L+1,9)=ZT  
DPRINT(L+1,10)=SA  
SNH41=DPRINT(L+1,8)  
ETDB=S4/COEF(3)+ESS*COEF(2)  
FAC=INT(5.0/IMES)  
IF(MOD(J,FAC).EQ.0)THEN  
VOUTSP(POSC)=ETDB  
POSC=POSC+1  
ELSE  
ENDIF  
  
c---- portion du programme decidant des actions de controle a prendre  
  
IF(CONTR.EQ.0)GOTO 31  
c---- boucle de controle de l'oxygene dissous  
IF((MOD(J,TCC1).EQ.0).AND.(J.GE.(2*TCC1)))THEN  
TYPEC=1  
E1(3)=DPRINT((L+1-TCC1/INTER*2),6)-ODSP  
E1(2)=DPRINT((L+1-TCC1/INTER),6)-ODSP  
E1(1)=DPRINT(L+1,6)-ODSP  
CALL CPID(IMES,KP1,KP2,TI1,TI2,TD1,TD2,DLSWR,TCC1,  
1  AC,Q3,QAIR,V1,E1,E2,TYPEC)
```

```

        ELSE
        ENDIF

c---- boucle de controle du debit purge
        IF((MOD(J,TCC2).EQ.0).AND.(J.GE.(2*TCC2)))THEN
            TYPEC=2
            E2(3)=DPRINT((L+1-TCC2/INTER*2),9)-ZTSP
            E2(2)=DPRINT((L+1-TCC2/INTER),9)-ZTSP
            E2(1)=DPRINT(L+1,9)-ZTSP
            CALL CPID(IMES,KP1,KP2,TI1,TI2,TD1,TD2,DLSWR,TCC2,AC,Q3,
1              QAIR,V1,E1,E2,TYPEC)
            ELSE
            ENDIF
31      DPRINT(L+1,3)=Q3
            IF((MOD(J,4).EQ.0).AND.(J.GE.8))THEN

c---- appel du controleur a regles
            CALL FUZZY(ETDB,ESS,MLSS,RASS,SNH41,ODSP,Q3,
1              DLSWR,RRSP)
            ELSE
            ENDIF
25      CONTINUE

c---- re-initialisation en cas d'analyse de sensibilite
77      IF(SENSIB.EQ.2)THEN
            LARGFI=POSC-1
            POSC=3
            L=0
            FRAC=0.ODO
            DRAP3=1.ODO
            WRITE(UNIT,907)INT(VOUTSP(1)),V
            DO 28 K=2,LARGFI
                WRITE(UNIT,906)VOUTSP(K)
28      CONTINUE
            ELSE
                LARGFI=L+1
                L=0
            ENDIF
            WRITE(UNIT,908)
26      CONTINUE
            CLOSE(UNIT,STATUS='KEEP')
27      CONTINUE

c---- prepare le fichier pour l'impression graphique
        CALL VTCLR
        CALL VTMCUR(15,5)
        TEXT1=' DESIREZ-VOUS OBTENIR LES GRAPHIQUES (O/N) ? '
        WRITE(*,'(A,\)')TEXT1
        READ(*,'(A)')REP
        IF((REP.EQ.'N').OR.(REP.EQ.'n'))SENSIB=2
        IF(SENSIB.EQ.2)THEN
            OPEN(27,FILE='FIN.TEM',STATUS='NEW')
            CLOSE(27,STATUS='KEEP')
        ELSE

```

```
c---- creation du fichier pour obtenir les graphiques
OPEN(38,FILE='PART2.DAT',STATUS='NEW')
WRITE(38,*)IMES,LARGFI,INTER,FINTIM
DO 43 K=1,LARGFI
  WRITE(38,*)DPRINT(K,1),DPRINT(K,2),DPRINT(K,3),DPRINT(K,4),
1  DPRINT(K,5),DPRINT(K,6),DPRINT(K,7),DPRINT(K,8),DPRINT(K,9),
1  DPRINT(K,10),BXA(K),SOUT(K),NITR(K)
43  CONTINUE
    CLOSE(38,STATUS='KEEP')
    ENDIF
    CALL VTCLR

906  FORMAT(2X,D15.5,\)
907  FORMAT(2X,I2,2X,I2,\)
908  FORMAT(2X,/)
911  CONTINUE
    END
```

\$storage:2
\$nofloatcalls
\$large

PROGRAM TUNER

```
c*** Ce sous-programme a pour objectif principal de proceder ***
c*** a l'ajustage des parametres des deux controleurs PID. ***
c***
c*** La methodologie employeee est celle developpee par ***
c*** Ziegler&Nichols et consiste a imposer une demande echelon ***
c*** au procede a l'etat d'equilibre et de mesurer la pente ***
c*** maximale SLOPOD et SLOPZT de la courbe de reponse. ***
c*** parallelement, on trouvera l'abscisse a l'origine ***
c*** correspondant a cette pente LROD et LRZT. Grace a ces deux ***
c*** valeurs, un algorithme nous permet de deduire KP, TI et TD. ***
c***
c*** En imprimant le graphique de la courbe de reponse, on ***
c*** permet a l'utilisateur de MODUBA de pouvoir visionner puis ***
c*** corriger s'il le veut les valeurs de la pente et de ***
c*** l'abscisse trouves par TUNER. ***
c***
c*** Le pas de temps de simulation est fixe par le programme ***
c*** a une heure et le temps total accorde a l'ajustage TTSA ***
c*** est a la discretion de l'utilisateur mais doit etre prevu ***
c*** suffisamment grand pour permettre d'atteindre l'equilibre ***
c*** apres l'imposition de la demande echelon. Dans le cas ***
c*** contraire, le programme permet d'augmenter cette valeur. ***
```

C

```
INTEGER*2 TTSA, ISTEPS, ISTEPQ, SENSIB, NSIM, W, V, L, CONTR, NLIPG,
1 N, MODE, PSTART, PEND, OVERRI, ABSOD, ABSZT, DEVMOD, PARSEN(5),
1 PSEN, NOMSIM, NOMP, FIN, FINTIM, ITTSA, INDICE
DOUBLEPRECISION ZT, Q4, Q3, CINT, MLSS, DRAP3, FRAC, ESS, SA, S4,
1 KP1, KP2, TI1, TI2, TD1, TD2, DPRINT(300, 10), TEND, RRS, STO,
1 QO, ODSTA, ZTSTA, COEF(10), VOUTSP(40), VOD1(1001), VZT(1001),
1 DVOD1(1001), DVZT(1001), MAXDO, MAXZT, SLOPOD, SLOPZT, DIFO,
1 LROD, LRZT, XCN, V1, ODSP, QAIR, AC, ZTSP, INI(28), DIFZ, BXA(300),
1 SOUT(300), NITR(300)
REAL*4 X(1001), IMES, XYVIEW(6), XRANGE(2), YRANGE(2), INTEG, TC1,
1 YZT(1001), YOD(1001), TAMP(1001), TC2
CHARACTER*70 TEXT, TEXT2
CHARACTER*20 DEVICE, FILEPIC
CHARACTER*30 XAXIS, TITRE, YAXIS*50
CALL INIVAL(INI)
STO=INI(27)
QO=INI(28)
NSIM=1
SENSIB=0
MAXDO=0.0DO
MAXZT=0.0DO
INDICE=0
PEND=TTSA+1
OVERRI=0
CINT=0.1DO
```

```
DRAP3=1.000
MODE=0
IMES=0.1
K=1
L=0
INTER=1

OPEN(42,FILE='TUNER.DAT',STATUS='OLD')
READ(42,*)IMODEL,ISTEPS,ISTEPQ,KP1,KP2,TD1,TD2,TI1,TI2,ITTSA,
1  INTEG,TC1,TC2,FIN,NOMPAR,NOMSIM,PSEN,FINTIM,PARSEN(1),
1  PARSEN(2),PARSEN(3),PARSEN(4),PARSEN(5),CONTR
CLOSE(42,STATUS='KEEP')
TTSA=INT(FLOAT(ITTSA)/IMES)

IF(TTSA.GE.100)INTER=2
IF(TTSA.GE.500)INTER=10
CALL VTCLR
CALL VTMCUR(5,10)
WRITE(*,'(A)')' PATIENTEZ QUELQUE PEU S.V.P...'
CALL VTMCUR(10,10)
WRITE(*,'(A)')' ITERATION # '
55 CONTINUE
DO 10 J=0,TTSA
  CALL VTMCUR(10,20)
  WRITE(*,*)J
  IF((INTER.EQ.1).AND.(J.EQ.0))L=L+1
  IF(MOD(J,INTER).EQ.1)L=L+1
  CALL SDYN(IMODEL,J,IMES,DPRINT,TTSA,MODE,RRSP,ST0,Q0,Q3,
1  GAIR,COEF,V1,ODSP,FRAC,L,PARSEN,NSIM,SENSIB,W,V,VOUTSP,S4,
1  IERROR,BXA,SOUT,NITR)
  YOD(J+1)=SNGL(DPRINT(L+1,6))
  VOD1(J+1)=DPRINT(L+1,6)
  Q0=DPRINT(L+1,4)
  MLSS=DPRINT(L+1,5)

  CALL DECANT(DRAP3,MLSS,CINT,RRSP,Q3,Q0,ZT,FRAC,ESS,SA,XCN,
1  AC,ZTSP,V1)
  YZT(J+1)=SNGL(ZT)
  VZT(J+1)=ZT
  X(J+1)=FLOAT(J)*IMES
  TAMP(J+1)=X(J+1)
  IF(J.LT.2)GOTO 10

c---- verification si l'equilibre est atteint
c---- DIFO et DIFZ sont les erreurs relatives de l'oxygene dissous et
c---- de la hauteur du lit de boue par rapport a l'intervalle precedant
  DIFO=0.000
  DIFZ=0.000
  IF((VOD1(J)-VOD1(J-1)).EQ.0.000)THEN
    DIFZ=0.000
  ELSE
    DIFO=(ABS(((VOD1(J)-VOD1(J-1))-(VOD1(J+1)-VOD1(J))))
1    /(VOD1(J)-VOD1(J-1))*100.000)
```

```
IF(VOD1(J).LT.0.05D0)DIFO=0
ENDIF
IF((VZT(J)-VZT(J-1)).EQ.0.0D0)THEN
  DIFZ=0.0D0
ELSE
  DIFZ=(ABS(((VZT(J)-VZT(J-1))-(VZT(J+1)-VZT(J))))
1 /((VZT(J)-VZT(J-1))*1000.0D0))
ENDIF
IF(((DIFO.LE.2.0D0).AND.(DIFZ.LE.2.0D0)).AND.
1 (((INDICE.EQ.1).AND.(VZT(PSTART).NE.VZT(J))).OR.
1 (INDICE.EQ.0)))THEN

c---- cas ou l'equilibre est atteint; reperage de
c---- la position des valeurs a l'equilibre.
c---- ODSTA ET ZTSTA sont les valeurs a l'equilibre
c---- PEND et PSTART positionnent les valeurs d'equilibre dans le temps
  K=K+1
  IF(K.EQ.15)THEN
    INDICE=INDICE+1
    K=1
    IF(INDICE.EQ.1)THEN
      PSTART=J+1
      ODSTA=VOD1(PSTART)
      ZTSTA=VZT(PSTART)
      STO=DPRINT(1,1)+DBLE(ISTEPS)*DPRINT(1,1)/100.0D0
      GO=DPRINT(1,4)+DBLE(ISTEPQ)*DPRINT(1,4)/100.0D0
    ELSE
      PEND=J+1
      GOTO 11
    ENDIF
  ELSE
    ENDIF
  ELSE
    K=1
  ENDIF
10 CONTINUE
11 CONTINUE

c---- cas ou le temps alloue a l'ajustement est insuffisant
IF(PEND.EQ.(TTSA+1))THEN
  TEXT='TEMPS INSUFFISANT POUR ATTEINDRE L EQUILIBRE'
  CALL VTHTXT(4,18,5,TEXT)
  TEXT='NOUVEAU TEMPS TOTAL ALLOUE (H) : '
  CALL VTLCLR(19,1,6)
  CALL VTHTXT(0,19,5,TEXT)
  READ(*,'(I3)')TTSA
  GOTO 55
ELSE
ENDIF

c---- debut de l'algorithme d'ajustement

c---- recherche de la pente maximale
c---- MAXD0 est la pente maximale de la courbe de l'oxygene dissous
```

```
c---- MAXZT est la pente maximale de la courbe du niveau de boue
DO 40 J=PSTART+1,PEND-1
    DVOD1(J)=(VOD1(J+1)-VOD1(J))/CINT
    DVZT(J)=(VZT(J+1)-VZT(J))/CINT
40  CONTINUE
45  CONTINUE
DO 50 J=PSTART+1,PEND-1
    MAXDO=DMAX1(MAXDO,DABS(DVOD1(J)))
    IF(MAXDO.EQ.DABS(DVOD1(J)))ABSOD=J
50  CONTINUE
56  CONTINUE
DO 60 J=PSTART+1,PEND-1
    MAXZT=DMAX1(MAXZT,DVZT(J))
    IF(MAXZT.EQ.DABS(DVZT(J)))ABSZT=J
60  CONTINUE
```

```
c---- verification si la pente trouvee est bien la pente maximale
c---- on verifie si les pentes environnantes sont bien du meme signe et
c---- donc qu'il ne s'agit pas d'une valeur ponctuelle
IF((DVOD1(ABSOD).LT.0.0D0).AND.(DVOD1(ABSOD+3).LT.0.0D0))THEN
    SLOPOD=DVOD1(ABSOD)
    LROD=(VOD1(PEND)-(VOD1(ABSOD+1)+VOD1(ABSOD))/2.0D0)
1    /SLOPOD+(DBLE(ABSOD))*CINT
    LROD=LROD-DBLE(PSTART)*CINT
ELSE
    DVOD1(ABSOD)=0.0D0
    MAXDO=0.0D0
    GOTO 45
ENDIF
IF((DVZT(ABSZT).GT.0.0D0).AND.(DVZT(ABSZT-3).GT.0.0D0))THEN
    SLOPZT=DVZT(ABSZT)
    LRZT=(ZTSTA-(VZT(ABSZT+1)+VZT(ABSZT))/2.0D0)/SLOPZT+
1    (DBLE(ABSZT))*CINT
    LRZT=LRZT-DBLE(PSTART)*CINT
ELSE
    DVZT(ABSZT)=0.0D0
    MAXZT=0.0D0
    GOTO 56
ENDIF
70  CONTINUE
```

```
c---- determination des coefficients de reponse par Ziegler&Nichols
KP1=1.2D0/(SLOPOD*LROD)
KP2=1.2D0/(SLOPZT*LRZT)
TI1=2.0D0*LROD
TI2=2.0D0*LRZT
TD1=0.5D0*LROD
TD2=0.5D0*LRZT
```

```
c---- impression des parametres calcules
TEXT='LES PARAMETRES AJUSTES SONT : '
CALL VTCLR
```

```
CALL VTHTXT(8,5,5,TEXT)
TEXT='OD : KP(%) TI(REP/H) TD(H)'
TEXT2='ZT : KP(%) TI(REP/H) TD(H)'
CALL VTHTXT(0,10,5,TEXT)
CALL VTMCUR(11,7)
WRITE(*,'(3(D10.3,5X))')KP1,TI1,TD1
CALL VTHTXT(0,15,5,TEXT2)
CALL VTMCUR(16,7)
WRITE(*,'(3(D10.3,5X))')KP2,TI2,TD2
```

```
c---- correction des valeurs calculees de la pente et de l'abscisse
IF(OVERRI.EQ.1)GOTO 997
TEXT='DESIREZ-VOUS VERIFIER CET AJUSTAGE (O/N) ? '
CALL VTHTXT(4,20,5,TEXT)
READ(*,'(A)')REP
IF((REP.EQ.'N').OR.(REP.EQ.'n'))GOTO 997
CALL VTCLR
```

```
c---- impression de la courbe de reponse OD avec Halo
N=PEND-1
XRANGE(1)=0.0
XRANGE(2)=FLOAT(PEND)*IMES
YRANGE(1)=0.0
YRANGE(2)=10.0
XAXIS=' \TEMPS , (H)\ '
YAXIS=' \O2 DISSOUS\ '
TITRE=' \CALIBRATION PID-OD\ '
DEVICE=' \HALOIBME.DEV\ '
FILEPIC=' \TUNEOD.PIC\ '
DEVMOD=4
MODE=1
CALL SETDEV(DEVICE)
CALL INITGRAPHICS(DEVMOD)
CALL SETIEEEE(1)
XYVIEW(1)=0.0
XYVIEW(2)=0.0
XYVIEW(3)=1.0
XYVIEW(4)=0.8
NLIPG=1
CALL GRAPH(X,YOD,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1 TITRE,FILEPIC,NLIPG)
CALL VTMCUR(22,1)
WRITE(*,'(A,D10.3)')' LA PENTE EST : ',SLOPOD
WRITE(*,'(1X,A,D10.3)')' L ABSCISSE EST : ',LROD
WRITE(*,'(1X,A)\')' ACCEPTEZ-VOUS CES VALEURS ? '
READ(*,'(A)')REP
IF((REP.EQ.'O').OR.(REP.EQ.'o'))GOTO 80
```

```
c---- correction de la courbe de calibration OD
CALL VTMCUR(22,1)
WRITE(*,'(A)')'
CALL VTMCUR(23,1)
WRITE(*,'(A)')'
```

```
CALL VTMCUR(24,1)
WRITE(*,'(A)')
CALL VTMCUR(22,1)
WRITE(*,'(A\)' )'VALEUR DE PENTE (Dw.d)  :
READ(*,'(D10.3)')SLOPOD
WRITE(*,'(A\)' )' VALEUR D ABSCISSE (Dw.d) :
READ(*,'(D10.3)')LROD
CALL VTCLR

C
C----- impression de la courbe de reponse ZT avec Halo
80  CONTINUE
CALL SETDEV(DEVICE)
CALL INITGRAPHICS(DEVMOD)
CALL SETIEEE(1)
YRANGE(1)=0.0
YRANGE(2)=400.0
XRANGE(1)=0.0
XRANGE(2)=FLOAT(PEND)*IMES
TITRE=' \CALIBRATION PID-ZT\ '
YAXIS=' \HAUTEUR (CM)\ '
FILEPIC=' \TUNEZT.PIC\ '
CALL GRAPH(TAMP,YZT,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1  TITRE,FILEPIC,NLIPG)
CALL VTMCUR(22,1)
WRITE(*,'(A,D10.3)')' LA PENTE EST  : ',SLOPZT
WRITE(*,'(1X,A,D10.3)')' L ABSCISSE EST : ',LRZT
WRITE(*,'(1X,A\)' )' ACCEPTEZ-VOUS CES VALEURS ? '
READ(*,'(A)')REP
IF((REP.EQ.'0').OR.(REP.EQ.'o'))GOTO 90
CALL VTMCUR(22,1)
WRITE(*,'(A)')
CALL VTMCUR(23,1)
WRITE(*,'(A)')
CALL VTMCUR(24,1)
WRITE(*,'(A)')
CALL VTMCUR(22,1)
WRITE(*,'(A\)' )'VALEUR DE PENTE (Dw.d)  :
READ(*,'(D10.3)')SLOPZT
WRITE(*,'(A\)' )' VALEUR D ABSCISSE (Dw.d) :
READ(*,'(D10.3)')LRZT
90  CALL VTCLR
CALL CLOSEGRAPHICS
OVERRI=1
GOTO 70

997  OPEN(37,FILE='PART1.DAT',STATUS='NEW')
WRITE(37,*)INTEG,TC1,TC2,FIN,NOMPAR,NOMSIM,PSEN,FINTIM,IMODEL,
1  KP1,KP2,TD1,TD2,TI1,TI2,PARSEN(1),PARSEN(2),PARSEN(3),
1  PARSEN(4),PARSEN(5),CONTR
CLOSE(37,STATUS='KEEP')
END
```

^Z

\$storage:2
\$nofloatcalls
\$large

```
      SUBROUTINE SDYN(IMODEL,J,IMES,DPRINT,FINSIM,MODE,RRSP,STO,QO,  
1  Q3,QAIR,COEF,V1,ODSP,FRAC,L,PARSEN,NSIM,SENSIB,W,V,VOUTSP,S4,  
1  IERROR,BXA,SOUT,NITR)  
c*** Ce sous-programme represente en quelque sorte le cerveau ***  
c*** de MODUBA en ce qui a trait a la section dynamique du ***  
c*** du modele. Son but est de preparer l'ensemble des donnees ***  
c*** necessaires a chacun des modeles c'est-a-dire tout les ***  
c*** parametres initiaux, les coefficients et les valeurs de ***  
c*** debit et concentration dynamiques. Il represente donc ***  
c*** l'etape precedant DVERK. ***  
c*** ***  
c*** Le plus important des parametres de ce sous-programme est ***  
c*** DPRINT qui est une matrice contenant chacune des valeurs ***  
c*** primordiales du modele, c'est-a-dire celles qui seront ***  
c*** imprimees. Un vecteur P contiendra quant a lui toutes les ***  
c*** informations utiles a DVERK pour proceder a l'evaluation ***  
c*** du systeme d'equations differentielles ***  
  
      EXTERNAL ANDREW,EKEMA,ROQUE  
      INTEGER*2 J,IMODEL,FINSIM,UNIT,MODE,IER,NA,NE,NR,IERROR,  
1      NWA,NWE,NWR,IND,L,PARSEN(5),NSIM,V,W,SENSIB  
      REAL*4 IMES  
      DOUBLEPRECISION TEND,T,INI(28),SOD1,MLSS,STO,QO,QAIR,SUB(1100),  
1      Q3,Q4,RRSP,Q1,FRAC,DEB(1100),  
1      DPRINT(300,10),ODSP,V1,P(60),COEF(10),TEMPS,  
1      SNH41,TOL,C(24),YA(10),YE(9),YR(9),SV4,  
1      WA(11,9),WE(10,9),WR(10,9),VMONTE(10),  
1      VOUTSP(40),S4,SOUT(300),NITR(300),BXA(300),  
1      VBXA,VNITR  
      CHARACTER*13 PARAM,UNITE  
      NA=10  
      NE=9  
      NR=9  
      NWA=11  
      NWE=10  
      NWR=10  
      TOL=1.0D-08  
      IERROR=0  
      TEND=DBLE(FLOAT(J+1)*IMES)  
      T=DBLE(FLOAT(J)*IMES)  
  
c---- cas ou t=0 i.e. on by-pass DVERK et on simule avec les  
c---- conditions initiales  
      IF(J.EQ.0)THEN  
        DO 33 K=1,10  
          VOUTSP(K)=0.0DO  
33      CONTINUE  
          CALL INIVAL(INI)  
          IF(IMODEL.EQ.1)GOTO 11  
          IF(IMODEL.EQ.2)GOTO 22
```

```
      GOTO 44
c----- calcul des MLSS pour t=0
11      MLSS=INI(3)+INI(4)+INI(5)+INI(7)+INI(6)
      STO=INI(27)*0.60D0
      S4=INI(2)
      SV4=S4
      VBXA=INI(4)
      VNITR=INI(10)
      GOTO 100
22      MLSS=INI(3)+INI(4)+INI(12)+INI(5)
      STO=INI(27)
      S4=INI(22)+INI(23)
      SV4=S4
      VBXA=INI(4)
      VNITR=INI(10)
      GOTO 100
44      MLSS=INI(6)+INI(4)+INI(7)+INI(5)
      STO=INI(27)
      S4=INI(2)
      SV4=S4
      VBXA=INI(4)
      VNITR=INI(10)
c----- initialisation proprement dite des parametres et variables
c----- des modeles
100     SOD1=INI(11)
      Q0=INI(28)
      Q3=INI(21)
      RRSF=INI(1)
      Q4=Q0*RRSF
      Q1=Q4+Q0
      SNH41=INI(8)
      V1=INI(25)
      IERROR=0
      ODSP=INI(26)
      P(30)=STO
      P(35)=Q0
      QAIR=INI(24)
      IND=1
      IF (IMODEL.EQ.1) THEN
          P(31)=0.14D0*P(30)
      ELSE
          P(31)=0.06D0*P(30)
      ENDIF
c----- initialisation des variables du modeles de Andrews
      YA(1)=INI(2)
      YA(2)=INI(3)
      YA(3)=INI(4)
      YA(4)=INI(5)
      YA(5)=INI(8)
      YA(6)=INI(6)
      YA(7)=INI(7)
      YA(8)=INI(9)
      YA(9)=INI(10)
      YA(10)=INI(11)
```

```
c---- initialisation des variables du modele de Ekema et Marais
      YE(1)=INI(22)
      YE(2)=INI(23)
      YE(3)=INI(4)
      YE(4)=INI(3)
      YE(5)=INI(8)
      YE(6)=INI(12)
      YE(7)=INI(11)
      YE(8)=INI(5)
      YE(9)=INI(10)
c---- initialisation des variables du modele de Roques
      YR(1)=INI(2)
      YR(2)=INI(6)
      YR(3)=INI(7)
      YR(4)=INI(8)
      YR(5)=INI(4)
      YR(6)=INI(10)
      YR(7)=INI(9)
      YR(8)=INI(11)
      YR(9)=INI(5)
c---- cas ou on procede a une analyse de sensibilite; on cree
c---- le vecteur VMONTE contenant des valeurs aleatoires se distribuant
c---- normalement pour l'utiliser plus loin avec le parametre critique
      IF(SENSIB.EQ.2)THEN
          OPEN(28,FILE='SET1.DAT',STATUS='OLD')
          DO 45 K=1,10
              READ(28,'(D12.7)')VMONTE(K)
45          CONTINUE
          CLOSE(28,STATUS='KEEP')
      ELSE
      ENDIF
c---- initialisation des coefficients de transformation du substrat
      OPEN(25,FILE='CSUBS.DAT',STATUS='OLD')
      DO 450 K=1,10
          READ(25,900,END=702)PARAM,COEF(K),UNITE
450      CONTINUE
          REWIND 25
702      CLOSE(25,STATUS='KEEP')
c---- on by-pass DVERK et se prepare a sortir de SDYN
      GOTO 550
      ELSE

          IF(J.EQ.1)THEN
c---- cas ou t=premiere simulation avec DVERK
c---- initialisation des parametres specifique au modele choisit
              IF(IMODEL.EQ.1)GOTO 111
              IF(IMODEL.EQ.2)GOTO 222
              GOTO 444
111          OPEN(13,FILE='ANDREW.DAT',STATUS='OLD')
              UNIT=13
              DO 112 K=1,21
                  READ(13,900,END=701)PARAM,P(K),UNITE
```

```
112      CONTINUE
        GOTO 701
222      OPEN(14,FILE='EKEMA.DAT',STATUS='OLD')
        UNIT=14
        DO 223 K=1,25
          READ(14,900,END=701)PARAM,P(K),UNITE
223      CONTINUE
        GOTO 701
444      OPEN(16,FILE='ROQUE.DAT',STATUS='OLD')
        UNIT=16
        DO 445 K=1,28
          READ(16,900,END=701)PARAM,P(K),UNITE
445      CONTINUE
701      REWIND UNIT
        CLOSE(UNIT,STATUS='KEEP')

c----- initialisation des vecteurs contenant les valeurs Q0 et STO
c----- s'il ne s'agit pas de l'ajustage des controleurs PID
        IF(MODE.EQ.0)GOTO 500
        OPEN(17,FILE='AFFLUE.DAT',STATUS='OLD')
        DO 460 K=1,(FINSIM+1)
          READ(17,910,END=703)TEMPS,SUB(K),DEB(K)
460      CONTINUE
703      CLOSE(17,STATUS='KEEP')
        ELSE
        ENDIF
    ENDIF
c----- dans le cas ou on a une analyse de sensibilite, proceder a
c----- la modification du parametre critique selon une loi normale
        IF((SENSIB.EQ.2).AND.(J.EQ.1))THEN
          P(PARSEN(W))=P(PARSEN(W))+VMONTE(V)*P(PARSEN(W))
          VOUTSP(2)=P(PARSEN(W))
          VOUTSP(1)=PARSEN(W)
        ELSE
        ENDIF
        IF(MODE.NE.0)GOTO 525

c----- valeur de STO et Q0 dans le cas d'ajustage de controleurs
500      IF(IMODEL.EQ.1)THEN
          SUB(J+1)=STO*COEF(10)
          DEB(J+1)=Q0
        ELSE
          SUB(J+1)=STO
          DEB(J+1)=Q0
        ENDIF

c----- affectation respective des valeurs initiales dans P
525      CONTINUE

        IF(IMODEL.EQ.1)GOTO 14
        IF(IMODEL.EQ.2)GOTO 15
        GOTO 17
```

c---- valeurs du parametre P(i) selon les modeles consideres
c
c--- P(1) a P(27) : valeurs des differents parametres du modele choisi
c--- P(27) : volume du reacteur (Ekema)
c--- P(28) : volume du reacteur (Andrews); substrat dissous affluent (Ekema)
c--- P(29) : substrat particulaire affluent (Ekema)
c--- P(30) : ---
c--- P(31) : azote ammoniacal affluent
c--- P(32) : biomasse inerte affluent
c--- P(33) : substrat total (Roques et Andrews)
c--- P(34) : debit recycle
c--- P(35) : debit affluent
c--- P(36) : substrat total recycle (Roques et Andrews)
c--- P(37) : ---
c--- P(38) : substrat particulaire recycle (Ekema)
c--- P(39) : ---
c--- P(40) : oxygene dissous recycle
c--- P(41) : debit sortant du reacteur
c--- P(42) : biomasse de reserve recyclee (EKema et Andrews)
c--- P(43) : biomasse de reserve affluent (Ekema et Andrews)
c--- P(44) : biomasse active affluent
c--- P(45) : biomasse nitrifiante-Nitrosomonas affluent (Andrews et
Roques) biomasse nitrifiante globale affluent (Ekema)
c--- P(46) : biomasse nitrifiante-Nitrobacter affluent (Andrews et Roques)
c--- P(47) : azote nitrique affluent
c--- P(48) : azote nitrate affluent
c--- P(49) : oxygene dissous affluent
c--- P(50) : biomasse active recyclee
c--- P(51) : biomasse inerte recyclee
c--- P(52) : biomasse nitrifiante-Nitrobacter recyclee (Andrews et Roques)
c--- P(53) : biomasse nitrifiante-Nitrosomonas recyclee (Andrews et Roques)
c--- P(54) : biomasse nitrifiante globale recyclee (Ekema)
c--- P(55) : volume du reacteur (Roques)
c--- P(56) a P(60) : ---

c---- modele de Andrews

14 P(30)=SUB(J+1)*COEF(10)
P(31)=P(30)*COEF(4)
P(32)=P(30)*(1.0DO-COEF(5))
P(33)=COEF(5)*P(30)
P(29)=QAIR
P(28)=INI(25)
P(34)=RRSP*DEB(J+1)
P(35)=DEB(J+1)
P(36)=YA(1)
P(37)=YA(5)
P(38)=YA(8)
P(39)=YA(9)
P(40)=YA(10)
P(41)=P(35)+P(34)
P(42)=YA(2)*FRAC
P(43)=INI(14)

```
P(44)=INI(13)
P(45)=INI(15)
P(46)=INI(16)
P(47)=INI(17)
P(48)=INI(18)
P(49)=INI(19)
P(50)=YA(3)*FRAC
P(51)=YA(4)*FRAC
P(52)=YA(7)*FRAC
P(53)=YA(6)*FRAC
CALL DVERK(NA,ANDREW,T,YA,TEND,TOL,IND,C,NWA,WA,IER,P)
MLSS=YA(2)+YA(3)+YA(4)+YA(6)+YA(7)
VBXA=YA(3)
VNITR=YA(9)
SOD1=YA(10)
SNH41=YA(5)
SV4=YA(1)
S4=YA(1)

GOTO 550
```

c----- modele d'Ekema et Marais

```
15 P(27)=INI(25)
P(30)=SUB(J+1)
P(28)=P(30)*COEF(1)*COEF(6)
P(29)=P(30)*COEF(8)*COEF(6)
P(31)=P(30)*COEF(9)
P(32)=P(30)*(1.0DO-COEF(6))
P(34)=RRSP*DEB(J+1)
P(35)=DEB(J+1)
P(36)=YE(1)
P(37)=YE(5)
P(38)=YE(2)
P(39)=QAIR
P(40)=YE(7)
P(47)=YE(9)
P(41)=P(35)+P(34)
P(42)=YE(4)*FRAC
P(43)=INI(14)
P(44)=INI(13)
P(45)=INI(20)
P(49)=INI(19)
P(50)=YE(3)*FRAC
P(51)=YE(8)*FRAC
P(54)=YE(6)*FRAC
CALL DVERK(NE,EKEMA,T,YE,TEND,TOL,IND,C,NWE,WE,IER,P)
MLSS=YE(3)+YE(4)+YE(6)+YE(8)
SOD1=YE(7)
SNH41=YE(5)
S4=(YE(1)+YE(2))/COEF(10)
SV4=YE(1)+YE(2)
VBXA=YE(3)
VNITR=YE(9)
GOTO 550
```

```
c----- modele de Roques
17  P(30)=SUB(J+1)
    P(31)=P(30)*COEF(9)
    P(32)=P(30)*(1.0D0-COEF(6))
    P(33)=COEF(6)*P(30)
    P(34)=RRSP*DEB(J+1)
    P(35)=DEB(J+1)
    P(36)=YR(1)
    P(37)=YR(4)
    P(29)=QAIR
    P(38)=YR(7)
    P(39)=YR(6)
    P(40)=YR(8)
    P(41)=P(35)+P(34)
    P(44)=INI(13)
    P(45)=INI(15)
    P(46)=INI(16)
    P(47)=INI(17)
    P(48)=INI(18)
    P(49)=INI(19)
    P(50)=YR(5)*FRAC
    P(51)=YR(9)*FRAC
    P(52)=YR(3)*FRAC
    P(53)=YR(2)*FRAC
    P(55)=INI(25)
    CALL DVERK(NR,ROQUE,T,YR,TEND,TOL,IND,C,NWR,WR,IER,P)
    MLSS=YR(2)+YR(3)+YR(5)+YR(9)
    SOD1=YR(8)
    SNH41=YR(4)
    S4=YR(1)/COEF(10)
    SV4=YR(1)
    VBXA=YR(5)
    VNITR=YR(6)

550  CONTINUE
c----- transfert des calculs dans DPRINT pour utilisation ulterieure
    DPRINT(L+1,1)=P(30)
    DPRINT(L+1,2)=P(31)
    DPRINT(L+1,4)=P(35)
    DPRINT(L+1,5)=MLSS
    DPRINT(L+1,6)=SOD1
    DPRINT(L+1,8)=SNH41
    BXA(L+1)=VBXA
    SOUT(L+1)=SV4
    NITR(L+1)=VNITR

930  CONTINUE
900  FORMAT(A13,D10.3,A13)
910  FORMAT(1X,E10.3,D10.3,D10.3)
    RETURN
    END
```

```
SUBROUTINE ANDREW(N,T,Y,YPRIME,P)
INTEGER*2 N
DOUBLEPRECISION P(60),T,Y(N),YPRIME(N)
```

c---- equations du modele de Andrews

c---- substrat total

```
YPRIME(1)=P(35)/P(28)*P(33)+P(34)/P(28)*P(36)-P(41)/P(28)*Y(1)-
1 P(2)*Y(3)*Y(1)*(P(1)-Y(2)/(Y(2)+Y(3)+Y(4)))-P(3)*Y(3)*Y(1)
```

c---- biomasse de reserve

```
YPRIME(2)=P(35)/P(28)*P(43)+P(34)/P(28)*P(42)-P(41)/P(28)*Y(2)+
1 P(2)*Y(3)*Y(1)*(P(1)-Y(2)/(Y(2)+Y(3)+Y(4)))+P(19)*Y(3)-
1 P(6)*Y(3)*(Y(2)/(Y(2)+Y(3)+Y(4)))/P(4)
```

c---- biomasse active

```
YPRIME(3)=P(35)/P(28)*P(44)+P(34)/P(28)*P(50)-P(41)/P(28)*Y(3)+
1 P(6)*Y(3)*Y(2)/(Y(2)+Y(3)+Y(4))-P(7)*Y(3)+P(4)*P(3)*Y(3)*Y(1)
```

c---- biomasse inerte

```
YPRIME(4)=P(35)/P(28)*P(32)+P(34)/P(28)*P(51)-P(41)/P(28)*Y(4)+
1 P(5)*P(7)*Y(3)
```

c---- azote ammoniacal

```
YPRIME(5)=P(35)/P(28)*P(31)-P(35)/P(28)*Y(5)-
1 P(8)*P(6)*Y(3)*Y(2)/(Y(2)+Y(3)+Y(4))+(1.0D0-P(5))*P(8)*P(7)*Y(3)
1 -P(11)*Y(6)/P(13)
```

c---- biomasse nitrifiante - Nitrosomonas

```
YPRIME(6)=P(35)/P(28)*P(45)+P(34)/P(28)*P(53)-P(41)/P(28)*Y(6)+
1 (P(11)*Y(5)/(P(20)+Y(5))-P(15))*Y(6)
```

c---- biomasse nitrifiante - Nitrobacter

```
YPRIME(7)=P(35)/P(28)*P(46)+P(34)/P(28)*P(52)-P(41)/P(28)*Y(7)+
1 (P(12)*Y(6)/(P(21)+Y(6))-P(16))*Y(7)
```

c---- azote nitrique

```
YPRIME(8)=P(35)/P(28)*P(47)-P(35)/P(28)*Y(8)+
1 P(11)*Y(5)/(P(20)+Y(5))*Y(6)/P(13)-P(12)*Y(6)/(P(21)+Y(6))*
1 Y(7)/P(14)
```

c---- azote nitrate

```
YPRIME(9)=P(35)/P(28)*P(48)-P(35)/P(28)*Y(9)+
1 P(12)*Y(6)/(P(21)+Y(6))*Y(7)/P(14)
```

c---- oxygene dissous

```
YPRIME(10)=P(35)/P(28)*P(49)+P(34)/P(28)*P(40)-P(41)/P(28)*Y(10)
1 -(1.0D0-P(4))/P(4)*P(6)*Y(3)*Y(2)/(Y(2)+Y(3)+Y(4))-(1.0D0-P(5))*
1 P(7)*Y(3)-P(10)*P(11)*Y(5)/(P(20)+Y(5))*Y(6)/P(13)-
1 P(9)*P(12)*Y(6)/(P(21)+Y(6))*Y(7)/P(14)+
1 P(18)*P(29)*(P(17)-Y(10))
```

```
RETURN
END
```

```
SUBROUTINE ROQUE(N,T,Y,YPRIME,P)
INTEGER*2 N
DOUBLEPRECISION P(60),Y(N),YPRIME(N),T
```

c---- equation du modele de Roques

c---- substrat total

```
YPRIME(1)=P(35)/P(55)*P(33)+P(34)/P(55)*P(36)-P(41)/P(55)*Y(1)-
1 P(11)*(Y(1)/(Y(1)+P(12)))*Y(5)/P(7)
```

c---- biomasse nitrifiante - Nitrosomonas

```
YPRIME(2)=P(35)/P(55)*P(45)+P(34)/P(55)*P(53)-P(41)/P(55)*Y(2)+
1 Y(2)*(P(1)*(EXP(-Y(4)/P(2))-EXP(-Y(4)/P(3)))-P(13))
```

c---- biomasse nitrifiante - Nitrobacter

```
YPRIME(3)=P(35)/P(55)*P(46)+P(34)/P(55)*P(52)-P(41)/P(55)*Y(3)+
1 Y(3)*(P(6)*(Y(7)/(Y(7)+P(4)))/(1.0D0+Y(7)/P(5)))-P(14))
```

c---- azote ammoniacal

```
YPRIME(4)=P(35)/P(55)*P(31)-P(35)/P(55)*Y(4)+
1 P(8)/P(15)*Y(5)-P(1)*(EXP(-Y(4)/P(2))-EXP(-Y(4)/P(3)))*Y(2)
1 /P(16)
```

c---- biomasse active

```
YPRIME(5)=P(35)/P(55)*P(44)+P(34)/P(55)*P(50)-P(41)/P(55)*Y(5)+
1 P(11)*(Y(1)/(Y(1)+P(12)))*Y(5)-P(8)*Y(5)-P(28)*Y(5)
```

c---- azote nitrate

```
YPRIME(6)=P(35)/P(55)*P(48)-P(35)/P(55)*Y(6)+
1 P(17)/P(18)*Y(3)*P(6)*(Y(7)/(Y(7)+P(4)))/(1.0D0+Y(7)/P(5))
```

c---- azote nitrique

```
YPRIME(7)=P(35)/P(55)*P(47)-P(35)/P(55)*Y(7)+
1 P(19)/P(16)*Y(2)*P(1)*(EXP(-Y(4)/P(2))-EXP(-Y(4)/P(3)))-
1 P(6)*(Y(7)/(Y(7)+P(4)))/(1.0D0+Y(7)/P(5))/P(18)*Y(3)
```

c---- oxygene dissous

```
YPRIME(8)=P(35)/P(55)*P(49)+P(34)/P(55)*P(40)-P(41)/P(55)*Y(8)-
1 P(20)*Y(5)-P(21)*Y(3)-P(22)*Y(2)-P(23)/P(7)*Y(5)*P(11)*Y(1)/
1 (Y(1)+P(12))-P(24)/P(16)*Y(2)*P(1)*(EXP(-Y(4)/P(2))-EXP(-Y(4)/
1 P(3)))-P(25)/P(18)*Y(3)*P(6)*(Y(7)/(Y(7)+P(4)))/(1.0D0+Y(7)/
1 P(5))+P(26)*P(29)*(P(27)-Y(8))
```

c---- biomasse inerte

```
YPRIME(9)=P(35)/P(55)*P(32)+P(34)/P(55)*P(51)-P(41)/P(55)*Y(9)+
1 Y(5)*P(28)-P(10)*Y(9)
```

```
RETURN
END
```

```
SUBROUTINE EKEMA(N,T,Y,YPRIME,P)
INTEGER*2 N
DOUBLEPRECISION P(60),T,Y(N),YPRIME(N)
```

c---- equations du modele de Ekema et Marais

c---- substrat dissous

```
YPRIME(1)=P(35)/P(27)*P(28)-P(35)/P(27)*Y(1)-
1 P(12)/(P(13)+Y(1))*Y(3)*Y(1)
```

c---- substrat particulaire

```
YPRIME(2)=P(35)/P(27)*P(29)+P(34)/P(27)*P(38)-P(41)/P(27)*Y(2)-
1 P(18)*Y(2)*Y(3)*(P(16)-Y(4)/Y(3))+P(7)*(1.0D0-P(14))*P(15)*Y(3)
```

c---- biomasse active

```
YPRIME(3)=P(35)/P(27)*P(44)+P(34)/P(27)*P(50)-P(41)/P(27)*Y(3)+
1 P(17)*P(12)/(P(13)+Y(1))*Y(3)*Y(1)+P(6)*P(7)/(P(8)*Y(3)+Y(4))*
1 P(7))*Y(3)*P(17)*Y(4)-P(15)*Y(3)
```

c---- biomasse de reserve

```
YPRIME(4)=P(35)/P(27)*P(43)+P(34)/P(27)*P(42)-P(41)/P(27)*Y(4)+
1 P(18)*Y(2)*Y(3)*(P(16)-Y(4)/Y(3))/P(7)-P(6)*P(7)/(P(8)*Y(3)+
1 Y(4)*P(7))*Y(3)*Y(4)/P(7)
```

c---- azote ammoniacal

```
YPRIME(5)=P(35)/P(27)*P(31)*P(9)-P(35)/P(27)*Y(5)-
1 P(2)/(P(1)+Y(5))*Y(5)*Y(6)/P(19)+P(20)*Y(3)*P(31)*P(9)*
1 (1.0D0-P(9)-P(10)-P(30)/P(31)*P(11)/P(7))
```

c---- biomasse nitrifiante globale

```
YPRIME(6)=P(35)/P(27)*P(45)+P(34)/P(27)*P(54)-P(41)/P(27)*Y(6)+
1 Y(6)*(P(2)/(P(1)+Y(5))*Y(5)-P(21))
```

c---- oxygene dissous

```
YPRIME(7)=P(35)/P(27)*P(49)+P(34)/P(27)*P(40)-P(41)/P(27)*Y(7)-
1 (1.0D0-P(7)*P(17))*Y(3)*(P(6)*P(7)/(P(8)*Y(3)+P(7)*Y(4))*Y(4)+
1 P(12)/(P(13)+Y(1))*Y(1)-P(22)*(P(2)/(P(1)+Y(5))*Y(5)*Y(6)/P(19))
1 +P(23)*P(39)*(P(24)-Y(7))
```

c---- biomasse inerte

```
YPRIME(8)=P(35)/P(27)*P(32)+P(34)/P(27)*P(51)-P(41)/P(27)*Y(8)
1 +P(25)*P(15)*Y(3)
```

c---- azote nitrate

```
YPRIME(9)=P(35)/P(27)*P(48)-P(35)/P(27)*Y(9)+
1 P(2)/(P(1)+Y(5))*Y(5)*Y(6)/P(19)
```

```
RETURN
END
```

```
$storage:2
$nofloatcalls
$large
      SUBROUTINE DECANT(DRAP3,MLSS,CINT,RRSP,Q3,Q0,ZT,FRAC,
1          ESS,SA,XCN,AC,ZTSP,V1)
      DOUBLEPRECISION KV1,KV2,MLSS,CINT,DRAP3,RRSP,Q3,Q0,ZT,FRAC,
1          ESS,TR,SA,XCN,XC(20),ZC(20),G(20),COMPT,Z(20),
1          VAL(4),TR1,COMPT1,DRAP,DRAP1,U,AC,Q1,XCL,VSL,
1          DGXN,GL,GIN,GXN,XLCP,XLCP1,DV1,DV2,PRK,QRK,RRK,
1          SRK,VSJ,Q4,ZTSP,V1
      INTEGER*2 H,H1,J,N,M
      CHARACTER*13 PARAM,UNITES
c----- initialisation des parametres du decanteur
      IF(DRAP3.LT.2.0D0)THEN
          COMPT=0.0D0
          COMPT1=0.0D0
          DRAP=5.0D0
          DRAP1=5.0D0
          N=10
          M=N-1
          J=1
          OPEN(19,FILE='DECANT.DAT',STATUS='OLD')
          DO 65 I=1,4
              READ(19,900,END=701)PARAM,VAL(I),UNITES
65          CONTINUE
701         KV1=VAL(1)
           KV2=VAL(2)
           AC=VAL(3)
           ZTSP=VAL(4)
           REWIND 19
           CLOSE(19,STATUS='KEEP')

c----- debit recycle m3/h
           Q4=Q0*RRSP
c----- debit sortant du reacteur m3/h
           QU=Q4+Q3
c----- debit total entrant dans le decanteur m3/h
           Q1=Q4+Q0
c----- vitesse de soutirage par le bas cm/h
           U=QU/AC*100.0D0
c----- concentration limite mg/l
           XCL=KV2+(KV2*KV1*60.0D0/U)**(0.5D0)
c----- vitesse de decantation limite cm/h
           VSL=KV1*60.0D0/(XCL-KV2)

           DO 50 I=1,M
               XC(I)=XCL
               Z(I)=15.0D0
50          CONTINUE
           XC(N)=XCL*(U+VSL)/U
           XCN=XC(N)
c----- valeur de la couche d'epaisseur constante a 20.0cm
           Z(N)=20.0D0
c----- valeur de d6 a la derniere couche mg/cm2 h
```

```

      GXN=(U+VSL)*XC(M)/1000.000
      DRAP3=2.000
      DGXN=GXN
      GOTO 52
    ELSE
    ENDIF
c---- fin de l'initialiation

51   Q4=Q0*RRSP
      U=(Q3+Q4)/AC*100.000
      XCL=KV2+(KV2*KV1*60.000/U)**(0.500)
      VSL=KV1*60.000/(XCL-KV2)
      DGXN=(U*XC(M)+VSL*XC(M))/1000.000
      Q1=Q0+Q4

c---- valeur du flux limite G
52   GL=(U+KV1*60.000/(XCL-KV2))*XCL/1000.000
      G(J)=Q1*MLSS/AC/10.000
      GIN=G(J)

c---- variation d'epaisseur de la couche J
      VSJ=KV1*60.000/(XC(J)-KV2)
      ZC(J)=(G(J)*1000.000-(U*XC(J)+VSJ*XC(J)))*CINT/XC(J)
      Z(J)=Z(J)+ZC(J)
      IF(Z(J).LT.0.000)Z(J)=0.000
      IF(0.500.GE.Z(J))GOTO 11
      IF(J.EQ.1)GOTO 10
      IF(Z(J).LT.15.000)GOTO 12

c---- cas ou l'epaisseur calculee est superieure a 15cm
      Z(J)=15.000
      J=J-1
      XC(J)=XCL
      GOTO 12

c---- cas ou l'epaisseur calculee est inferieure a 0.5cm
11   IF(ZC(J).LT.0.000)J=J+1
      IF(J.LT.M)GOTO 12
      J=M
      IF(GIN.LT.GL)GXN=GIN
      IF(GIN.GE.GL)GXN=DGXN
      GOTO 12

c--- cas ou on calcul l'epaisseur de la premiere couche
10   IF(XCL.GT.XC(1))XC(1)=XCL

c---- cas ou l'epaisseur est inf a 15cm mais sup a 0.5cm
12   CONTINUE
      IF(XCL.LE.XC(M))GOTO 15
      IF(DRAP.EQ.1.000)GOTO 14
      TR=(M-J+1)*15.000/(U+KV1*60.000/(XCL-KV2))
      XCLP=XCL
```

```
H=J
DRAP=1.0DO
c----- mise a jour des compteurs par rapport au temps de propagation
c----- de la concentration dans le decanteur
14  COMPT=COMPT+CINT
    IF(COMPT.LT.TR)GOTO 15
    XC(M)=XCLP
    DRAP=5.0DO
    COMPT=0.0DO
    IF(H.GE.(M-1))GOTO 15
    DO 19 I=H,M
      XC(I)=XCLP
19  CONTINUE
15  CONTINUE
    IF(XCL.GE.XC(M))GOTO 21
    IF(DRAP1.EQ.1.0DO)GOTO 20
    TR1=(M-J+1)*15.0DO/(U+KV1*60.0DO/(XCL-KV2))
    XCLP1=XCL
    H1=J
    DRAP1=1.0DO
20  COMPT1=COMPT1+CINT
    IF(COMPT1.LT.TR1)GOTO 21
    XC(M)=XCLP1
    DRAP1=5.0DO
    COMPT1=0.0DO
    IF(H1.GE.(M-1))GOTO 21
    DO 22 I=H1,M
      XC(I)=XCLP1
22  CONTINUE
21  CONTINUE
    IF(J.LT.M)GXN=DGXN

c----- calcul de la hauteur total du lit de boue
    ZT=0.0DO
    DO 16 I=1,N
      ZT=ZT+Z(I)
16  CONTINUE
    IF(J.LT.M)GOTO 18
    IF(Z(M).EQ.15.0DO)GOTO 18
    IF(Z(M).LE.2.0DO)GOTO 18
    GXN=DGXN
18  CONTINUE

c----- calcul de la concentration de la boue decantee par l'utilisation
c----- de l'expression developpee par Keinath
    XCN=GXN*1000.0DO/U
    XC(N)=XCN

c----- calcul des parametres de sortie
c----- calcul du rapport de concentration du a la decantation
    FRAC=XCN/MLSS
c----- calcul du debit deborde par bilan de matiere
    Q2=Q0-Q3
c----- calcul de la concentration de l'effluent avec la formulation
```

```
c---- de Pflanz utilise par KEINATH  
      ESS=4.5D0+0.00748D0*Q2/AC*MLSS  
c---- ...formulation de Busby:      ESS=0.01088D0*(Q1/AC)*MLSS  
c---- calcul de l'age des boues(jour)  
      SA=MLSS*V1/(Q2*ESS+Q3*XCN)/24.0D0  
  
900  FORMAT(A13,D10.3,A13)
```

```
RETURN  
END
```

\$storage:2
\$nofloatcalls
\$large

```
      SUBROUTINE FUZZY(FETDB,FESS,FMLSS,FRASS,FSNH41,FODSP,  
1      FQ3,DLSWR,RRSP)  
c*** Ce sous-programme a pour but de trouver les niveaux de ***  
c*** de reference de l'oxygene dissous dans le bassin ***  
c*** d'aeration ODSP, de la quantite du debit initial QO qui ***  
c*** doit etre recycle RRSP et de la quantite de boue qui doit ***  
c*** etre purgee du decanteur secondaire. On remarquera que ***  
c*** cette derniere valeur doit par la suite etre soumis a un ***  
c*** algorithme de decision faisant partie du sous-programme ***  
c*** CPID. ***  
c*** ***  
c*** Ce sous-programme utilise des regles qualitatives comme ***  
c*** algorithme de base. En fait, il s'agit de 16 regles ***  
c*** issues de l'experience d'un operateur d'usine. Elles ont ***  
c*** ete tirees des travaux menes par Beck, Latten et Tong. ***  
c*** Ces regles font intervenir des mesures ou variables ***  
c*** simulees par MODUBA. ***  
c*** ***  
c*** Les deux operations majeures sont la FUZZIFICATION de ces ***  
c*** mesures ou variables i.e. la transformation en qualitatif ***  
c*** de leur grandeur quantitative. La DEFUZZIFICATION est le ***  
c*** processus inverse et est necessaire pour l'interpretation ***  
c*** par l'ordinateur de l'action choisie. Chaque operation ***  
c*** est possible grace a des ensembles de references qu'on ***  
c*** retrouve dans les fichiers *.LIR du modele ***  
  
      DOUBLEPRECISION INP,VAR(7),DELDOSP(4),DLDOSP,FETDB,FESS,  
1      FMLSS,FRASS,FSNH41,FODSP,FQ3,  
1      DELRRSP(4),DELSWR(4),DLSWR,DLRRSP,RRSP  
      REAL*4 VS,S,M,L,FUZIN(7,4),FUZOUT(3,4),NOLARG,REGLE3,REGLE5,  
1      REGLE7,REGLE8,REGL11,REGL12,REGL13,REGL15,REGL16,A  
      INTEGER*2 NFIC  
      CHARACTER*10 FNAME  
      DATA FUZIN/28*0.0/,FUZOUT/12*0.0/  
  
c----- initialisation des variables d'action  
      DO 30 J=1,4  
          DELDOSP(J)=0.0DO  
          DELRRSP(J)=0.0DO  
          DELSWR(J)=0.0DO  
      30  CONTINUE  
  
c----- determination de la valeur des variables d'etat  
      VAR(1)=FETDB  
      VAR(2)=FESS  
      VAR(3)=FMLSS  
      VAR(4)=FRASS
```

```
VAR(5)=FSNH41
VAR(6)=FQDSP
VAR(7)=FQ3
```

```
OPEN(1,FILE='ETBD.LIR',STATUS='OLD')
OPEN(2,FILE='ESS.LIR',STATUS='OLD')
OPEN(3,FILE='MLSS.LIR',STATUS='OLD')
OPEN(4,FILE='RASS.LIR',STATUS='OLD')
OPEN(5,FILE='NH4.LIR',STATUS='OLD')
OPEN(6,FILE='DOSP.LIR',STATUS='OLD')
OPEN(7,FILE='SWR.LIR',STATUS='OLD')
```

```
c---- debut de la fuzzification des parametres d'entree
c---- on trouve le degre d'appartenance reliant la quantite
c---- a la qualite
```

```
DO 20 I=1,7
10  READ(I,*,END=20)INP,VS,S,M,L
    IF(INP.LT.VAR(I))GOTO 10
    REWIND I
    CLOSE(I,STATUS='KEEP')
    FUZIN(I,1)=VS
    FUZIN(I,2)=S
    FUZIN(I,3)=M
    FUZIN(I,4)=L
20  CONTINUE
```

```
c---- algorithme du controleur a regles
c---- incluant les regles
c---- formule utilisee: 1) on determine le degre d'appartenance minimal
c---- pour l'ensemble des variables d'etat
c---- MIN(a,b) ou a et b sont les variables d'etat
c---- 2) on trouve la ponderation attribuable a la
c---- variable d'action
c---- Ex. FUZOUT = y si FUZOUT <> 0
```

```
c---- regle 1
    FUZOUT(1,1)=AMIN1(FUZIN(1,2),FUZIN(2,2),FUZIN(3,3),FUZIN(4,3),
+FUZIN(5,2),FUZIN(6,4))
    IF(FUZOUT(1,1).NE.0.0)DELDOSP(1)=-1.0D00
c---- regle 2
    FUZOUT(3,3)=AMIN1(FUZIN(1,2),FUZIN(2,2),FUZIN(3,3),FUZIN(4,3),
+FUZIN(5,2),FUZIN(7,2))
    IF(FUZOUT(3,3).NE.0.0)DELSWR(3)=2.0D00
c---- regle 3
    FUZOUT(3,2)=AMIN1(FUZIN(1,2),FUZIN(2,2),FUZIN(3,3),FUZIN(4,3),
+FUZIN(5,2),FUZIN(7,4))
    REGLE3=FUZOUT(3,2)
    IF(REGLE3.NE.0.0)DELSWR(2)=-2.0D00
c---- regle 4
    FUZOUT(1,3)=AMIN1(FUZIN(2,2),FUZIN(5,3))
    IF(FUZOUT(1,3).NE.0.0)DELDOSP(3)=0.5D00
c---- regle 5
    FUZOUT(3,2)=AMIN1(FUZIN(2,2),FUZIN(5,3))
    REGLE5=FUZOUT(3,2)
```

```
IF (REGLE5.NE.0.0) DELSWR(2)=-2.0DOO
c---- regle 6
FUZOUT(1,4)=AMIN1(FUZIN(2,2),FUZIN(5,4))
IF (FUZOUT(1,4).NE.0.0) DELDOSP(4)=1.0DOO
c---- regle 7
FUZOUT(3,1)=AMIN1(FUZIN(2,2),FUZIN(5,4))
REGLE7=FUZOUT(3,1)
IF (REGLE7.NE.0.0) DELSWR(1)=-4.0DOO
c---- regle 8
NOLARG=100.0
IF (FUZIN(1,1).NE.0.0) NOLARG=FUZIN(1,1)
IF (FUZIN(1,2).NE.0.0) NOLARG=AMIN1(NOLARG,FUZIN(1,2))
IF (FUZIN(1,3).NE.0.0) NOLARG=AMIN1(NOLARG,FUZIN(1,3))
FUZOUT(2,3)=AMIN1(FUZIN(2,3),NOLARG)
REGLE8=FUZOUT(2,3)
IF (REGLE8.NE.0.0) DELRRSP(3)=0.1DOO
c---- regle 9
FUZOUT(2,4)=AMIN1(FUZIN(2,4),NOLARG)
IF (FUZOUT(2,4).NE.0.0) DELRRSP(4)=0.25DOO
c---- regle 10
FUZOUT(3,4)=FUZIN(3,4)
IF (FUZOUT(3,4).NE.0.0) DELSWR(4)=4.0DOO
c---- regle 11
FUZOUT(3,2)=FUZIN(3,2)
REGL11=FUZOUT(3,2)
IF (REGL11.NE.0.0) DELSWR(2)=-2.0DOO
c---- regle 12
FUZOUT(3,1)=FUZIN(3,1)
REGL12=FUZOUT(3,1)
IF (REGL12.NE.0.0) DELSWR(1)=-4.0DOO
c---- regle 13
FUZOUT(2,3)=AMIN1(FUZIN(3,1),FUZIN(7,2))
REGL13=FUZOUT(2,3)
IF (REGL13.NE.0.0) DELRRSP(3)=0.1DOO
c---- regle 14
FUZOUT(2,2)=AMIN1(FUZIN(3,4),FUZIN(7,4))
IF (FUZOUT(2,2).NE.0.0) DELRRSP(2)=-0.1DOO
c---- regle 15
FUZOUT(3,2)=AMIN1(FUZIN(1,3),FUZIN(2,2),FUZIN(5,2))
REGL15=FUZOUT(3,2)
IF (REGL15.NE.0.0) DELSWR(2)=-2.0DOO
c---- regle 16
FUZOUT(3,1)=AMIN1(FUZIN(1,4),FUZIN(2,2),FUZIN(5,2))
REGL16=FUZOUT(3,1)
IF (REGL16.NE.0.0) DELSWR(1)=-4.0DOO

c---- on trouve la valeur ponderee maximale attribuee a la variable d'action
FUZOUT(2,3)=AMAX1(REGLE8,REGL13)
FUZOUT(3,1)=AMAX1(REGLE7,REGL12,REGL16)
FUZOUT(3,2)=AMAX1(REGLE3,REGLE5,REGL11,REGL15)

c---- defuzzification des parametres de sortie
DLDOSP=0.0DO
```

DLSWR=0.0D0
DLRRSP=0.0D0

c----- valeur quantifier de DELDOSP
A=AMAX1(FUZOUT(1,1),FUZOUT(1,2),FUZOUT(1,3),FUZOUT(1,4))
IF(A.EQ.0.0)GOTO 50
IF(A.EQ.FUZOUT(1,1))THEN
DLDOSP=DELDOSP(1)
ELSEIF(A.EQ.FUZOUT(1,2))THEN
DLDOSP=DELDOSP(2)
ELSEIF(A.EQ.FUZOUT(1,3))THEN
DLDOSP=DELDOSP(3)
ELSE
DLDOSP=DELDOSP(4)
ENDIF

50 CONTINUE

c----- valeur quantifier de DELRRSP
A=AMAX1(FUZOUT(2,1),FUZOUT(2,2),FUZOUT(2,3),FUZOUT(2,4))
IF(A.EQ.0.0)GOTO 60
IF(A.EQ.FUZOUT(2,1))THEN
DLRRSP=DELRRSP(1)
ELSEIF(A.EQ.FUZOUT(2,2))THEN
DLRRSP=DELRRSP(2)
ELSEIF(A.EQ.FUZOUT(2,3))THEN
DLRRSP=DELRRSP(3)
ELSE
DLRRSP=DELRRSP(4)
ENDIF

60 CONTINUE

c----- valeur quantifier de DELSWR
A=AMAX1(FUZOUT(3,1),FUZOUT(3,2),FUZOUT(3,3),FUZOUT(3,4))
IF(A.EQ.0.0)GOTO 70
IF(A.EQ.FUZOUT(3,1))THEN
DLSWR=DELSWR(1)
ELSEIF(A.EQ.FUZOUT(3,2))THEN
DLSWR=DELSWR(2)
ELSEIF(A.EQ.FUZOUT(3,3))THEN
DLSWR=DELSWR(3)
ELSE
DLSWR=DELSWR(4)
ENDIF

70 CONTINUE

c----- nouveau rapport de debit recycle
RRSP=RRSP+DLRRSP
RRSP=DMIN1(RRSP,0.85D0)

c----- nouvelle concentration d'oxygene dissous de reference
FODSP=FODSP+DLDOSP

```
FODSP=DMIN1(FODSP,3.5D0)
RETURN
END
```

```
      SUBROUTINE CPID(IMES,KP1,KP2,TI1,TI2,TD1,TD2,DLSWR,TCC,
1      AC,Q3,QAIR,V1,E1,E2,TYPEC)
c***   Ce sous-programme a pour but de calculer la reponse des ***
c***   deux controleurs traditionnels PID: Le premier est ***
c***   utilise dans la boucle a contre-reaction pour l'oxygene ***
c***   dissous et le second dans la boucle a contre-reaction ***
c***   pour la hauteur du lit de boue. Dans le premier cas, la ***
c***   valeur manipulee sera le debit d'air QAIR et dans le ***
c***   cas, ce sera le debit de boue purgee Q3. ***
c***   ***
c***   Couple a ces calculs, on a un organigramme de decision ***
c***   pour departager quelle sera l'action sur Q3 a prendre car ***
c***   cette variable est aussi regie par le sous-programme ***
c***   FUZZY. Les actions sur QAIR et Q3 retenues seront par la ***
c***   reliees au programme principal MODUBA. ***

      DOUBLEPRECISION TC,KP1,KP2,TI1,TI2,TD1,TD2,DLSWR,AC,ACHOIX,
1      Q3,QAIR,V1,E,E1(3),E2(3),DELOD,DELZT,DELQ3
      REAL*4 IMES
      INTEGER*2 TCC,TYPEC
      TC=DBLE(IMES*FLOAT(TCC))

      IF(TYPEC.EQ.1)THEN

c----- boucle OD
c----- reponse du controleur PID, boucle OD
      DELOD=KP1*(E1(1)-E1(2)+TC*TI1*E1(1)+TD1/TC*(E1(1)-2*E1(2)+E1(3)))

c----- debit d'air resultant du controleur
      QAIR=QAIR+DELOD*V1/TC*3.05D-03
      IF(QAIR.LT.0.4D04)QAIR=0.4D+04
      IF(QAIR.GT.2.8D04)QAIR=2.8D+04
      CALL VTMCUR(22,40)

      ELSE

c----- boucle ZT
c----- reponse du controleur PID, boucle ZT
      DELZT=KP2*(E2(1)-E2(2)+TC*TI2*E2(1)+TD2/TC*(E2(1)-2*E2(2)+E2(3)))

c----- debit de boue purgee PROPOSE
      DELQ3=DELZT*AC/(100.0D0*TC)

c----- algorithme de departage de la reponse sur Q3
      IF(((DELQ3.LT.0.0D0).AND.(DLSWR.GT.0.0D0)).OR.
```

```
1  ((DELQ3.GT.0.0D0).AND.(DLSWR.LT.0.0D0)))THEN
    Q3=DELQ3+Q3
ELSEIF (DABS(E2(1)).LT.15.0D0) THEN
    Q3=DLSWR+Q3
ELSE
    ACHOIX=DMAX1(DABS(DELQ3),DABS(DLSWR))
    IF (ACHOIX.EQ.DABS(DLSWR)) THEN
        Q3=Q3+DLSWR
    ELSE
        Q3=Q3+DELQ3
    ENDIF
ENDIF
ENDIF
```

```
c----- le debit de boue doit etre compris entre 0 et 75 m3/h
IF(Q3.LT.0.0D0)Q3=0.0D0
IF(Q3.GT.75.0D0)Q3=75.0D0
```

```
ENDIF
```

```
RETURN
END
```

^Z

```
$storage:2
$nofloatcalls
$large
```

PROGRAM SORTIE

```
c*** Ce sous-programme a pour but de preparer les valeurs ***
c*** contenues dans DPRINT pour etre imprimee a l'aide de ***
c*** la sous-routine GRAPH. ***
c*** ***
c*** Le modele comportant dix parametres de sortie, on ***
c*** preparera dix ensembles de donnees et on sollicitera ***
c*** GRAPH dix fois. ***
c*** ***
c*** Chacun des graphiques est mis en memoire dans FILEPIC ***
c*** et peut etre re-appelle au besoin apres execution. ***
c
```

```
INTEGER*2 N,MODE,INTER,TN,FINTIM,DEVMOD,LARGFI,NLIPG,
1 STYLE(5),CARTE
REAL*4 XRANGE(2),YRANGE(2),X(300),IMES,XYVIEW(6),YI(300),
1 TAMP(300),SSORT(300),SBXA(300),NITRS(300)
DOUBLEPRECISION DPRINT(300,10),BXA(300),SOUT(300),
1 NITR(300)
CHARACTER*30 XAXIS,TITRE,YAXIS
CHARACTER*20 FILEPIC,DEVICE,TYPEIM
CHARACTER*1 DUMMY,REP
IMPR=0

OPEN(38,FILE='PART2.DAT',STATUS='OLD')
READ(38,*)IMES,LARGFI,INTER,FINTIM
DO 28 K=1,LARGFI
READ(38,*)DPRINT(K,1),DPRINT(K,2),DPRINT(K,3),DPRINT(K,4),
1 DPRINT(K,5),DPRINT(K,6),DPRINT(K,7),DPRINT(K,8),DPRINT(K,9),
1 DPRINT(K,10),BXA(K),SOUT(K),NITR(K)
28 CONTINUE
CLOSE(38,STATUS='KEEP')
```

```
c---- sortie ecran et impression des resultats de la simulation
N=LARGFI
XRANGE(1)=0.0
XRANGE(2)=FLOAT(FINTIM)
MODE=0
CALL VTCLR
```

```
c---- determiner si oui ou non on veut garder les graphiques pour
c---- usage ulterieur ou re-utiliser un graphiques deja existant
CALL VTMCUR(4,1)
WRITE(*,'(A)') ' CHOISIR LE MODE GRAPHIQUE CONVENABLE'
CALL VTMCUR(8,1)
WRITE(*,'(A)') ' 0 : AFFICHER LE GRAPH SANS SAUVEGARDE'
WRITE(*,'(A)') ' 1 : AFFICHER LE GRAPH AVEC SAUVEGARDE'
WRITE(*,'(A)') ' 2 : SUPERPOSER SUR UN GRAPH EXISTANT'
CALL VTMCUR(13,1)
WRITE(*,'(A,\)') ' ENTREZ LE MODE GRAPHIQUE (0,1 OU 2): '
```

```
READ(*,'(I1)')IMODE
c----- sur-impression de courbes (jusqu'a concurrence de 3)
MODE=IMODE
IF(MODE.EQ.2)THEN
  CALL VTMCUR(17,1)
  WRITE(*,'(A,\)')'          NOMBRE DE COURBE EXISTANTE (<3): '
  READ(*,*)NLIPG
ELSE
ENDIF

c----- sortie imprimante
CALL VTMCUR(20,1)
WRITE(*,'(A,\)')'          DESIREZ-VOUS UNE SORTIE IMPRIMANTE: '
READ(*,'(A)')REP
IF((REP.EQ.'0').OR.(REP.EQ.'o'))IMPR=1
XAXIS='`TEMPS SIMULE, HEURE\`
TYPEIM='`HALOEPSN.PRN\`
DEVMOD=4
XYVIEW(1)=0.0
XYVIEW(2)=0.0
XYVIEW(3)=1.0
XYVIEW(4)=1.0

c----- choix du type d'interface graphique (EGA ou CGA)
CALL VTCLR
CALL VTMCUR(10,5)
WRITE(*,'(A)')'ENTRER LE TYPE DE CARTE GRAPHIQUE: '
CALL VTMCUR(13,6)
WRITE(*,'(A)')'0 : CARTE COULEUR GRAPHIQUE (CGA)'
WRITE(*,'(A)')' 1 : CARTE HAUTE RESOLUTION (EGA)'
CALL VTMCUR(17,5)
WRITE(*,'(A,\)')'VOTRE CHOIX EST : '
READ(*,*)CARTE
IF(CARTE.EQ.0)DEVICE='`HALOIBM.DEV\`
IF(CARTE.EQ.1)DEVICE='`HALOIBME.DEV\`

c----- initialisation du mode HALO
CALL SETDEV(DEVICE)
CALL INITGRAPHICS(DEVMOD)
CALL SETIEE(1)
CALL SETPRN(TYPEIM)

c----- creation des graphiques et appel de la sous-routine GRAPH

c----- graphique STO=f(t)
DO 11 L=1,N
  YI(L)=SNGL(DPRINT(L,1))
  SSORT(L)=SNGL(SOUT(L))
  X(L)=IMES*FLOAT(L-1)*FLOAT(INTER)
  TAMP(L)=X(L)
11 CONTINUE
TN=N
YRANGE(1)=000.0
```

```
YRANGE(2)=1500.0
YAXIS='\[S] , mg/l\'
FILEPIC='\[STOG.PIC\'
TITRE='\[SUBSTRAT]=f(temps)\'
CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1 TITRE,FILEPIC,NLIPG)
N=TN
DO 110 L=1,N
X(L)=TAMP(L)
110 CONTINUE
MODE=2
CALL GRAPH(X,SSORT,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1 TITRE,FILEPIC,NLIPG)
MODE=IMODE
IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique SNH40=f(t)
YRANGE(1)=20.0
YRANGE(2)=120.0
N=TN
DO 12 L=1,N
YI(L)=SNGL(DPRINT(L,2))
X(L)=TAMP(L)
12 CONTINUE
YAXIS='\[NH40], mg/l\'
FILEPIC='\[SNH40G.PIC\'
TITRE='\[AMMONIAC]=f(temps)\'
CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1 TITRE,FILEPIC,NLIPG)
IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique Q3=f(t)
YRANGE(1)=0.0
YRANGE(2)=100.0
N=TN
DO 13 L=1,N
YI(L)=SNGL(DPRINT(L,3))
X(L)=TAMP(L)
13 CONTINUE
YAXIS='\[Q3 , m3/h\'
FILEPIC='\[Q3G.PIC\'
TITRE='\[DEBIT PURGE = f(temps)\'
CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1 TITRE,FILEPIC,NLIPG)
IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique Q0=f(t)
YRANGE(1)=300.0
YRANGE(2)=1200.0
N=TN
DO 14 L=1,N
YI(L)=SNGL(DPRINT(L,4))
```

```

      X(L)=TAMP(L)
14  CONTINUE
      YAXIS='`Q0 , m3/h`'
      FILEPIC='`Q0G.PIC`'
      TITRE='`DEBIT AFFLUENT=f(temps)`'
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique MLSS=f(t)
      YRANGE(1)=000.0
      YRANGE(2)=4000.0
      N=TN
      DO 15 L=1,N
          SBXA(L)=SNGL(BXA(L))
          YI(L)=SNGL(DPRINT(L,5))
          X(L)=TAMP(L)
15  CONTINUE
      YAXIS='`[SVS] , mg/l`'
      FILEPIC='`MLSSG.PIC`'
      TITRE='`BIOMASSE = f(temps)`'
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      N=TN
      DO 150 L=1,N
          X(L)=TAMP(L)
150 CONTINUE
      MODE=2
      CALL GRAPH(X,SBXA,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      MODE=IMODE
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique OD=f(t)
      YRANGE(1)=0.0
      YRANGE(2)=10.0
      N=TN
      DO 16 L=1,N
          YI(L)=SNGL(DPRINT(L,6))
          X(L)=TAMP(L)
16  CONTINUE
      YAXIS='`[OD], mg/l`'
      FILEPIC='`SOD1G.PIC`'
      TITRE='`O2 DISSOUS=f(temps)`'
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique SSE=f(t)
      YRANGE(1)=0.0
      YRANGE(2)=100.0
      N=TN
      DO 17 L=1,N
          YI(L)=SNGL(DPRINT(L,7))
```

```

      X(L)=TAMP(L)
17  CONTINUE
      YAXIS='\[SSE] , mg/l\'
      FILEPIC='\'ESSG.PIC\'
      TITRE='\'SS EFFLUENT=f(temps)\\'
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique NH4=f(t)
      YRANGE(1)=0.0
      YRANGE(2)=75.0
      N=TN
      DO 18 L=1,N
          NITRS(L)=SNGL(NITR(L))
          YI(L)=SNGL(DPRINT(L,8))
          X(L)=TAMP(L)
18  CONTINUE
      YAXIS='\[NH4,NO3] , mg/l\'
      FILEPIC='\'SNH42G.PIC\'
      TITRE='\'AZOTE(EFF)=f(temps)\\'
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      N=TN
      MODE=2
      DO 180 L=1,N
          X(L)=TAMP(L)
180 CONTINUE
      CALL GRAPH(X,NITRS,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      MODE=IMODE
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique ZT=f(t)
      YRANGE(1)=0.0
      YRANGE(2)=400.0
      N=TN
      DO 19 L=1,N
          YI(L)=SNGL(DPRINT(L,9))
          X(L)=TAMP(L)
19  CONTINUE
      YAXIS='\'ZT , cm\'
      FILEPIC='\'ZTG.PIC\'
      TITRE='\'LIT DE BOUE =f(temps)\\'
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

c---- graphique SA=f(t)
      YRANGE(1)=0.0
      YRANGE(2)=30.0
      N=TN
      DO 21 L=1,N
          YI(L)=SNGL(DPRINT(L,10))
```

```
      X(L)=TAMP(L)
21  CONTINUE
      YAXIS=' \AB, J\ '
      FILEPIC=' \SAG.PIC\ '
      TITRE=' \AGE DES BOUES=f(temps)\ '
      CALL GRAPH(X,YI,N,XRANGE,YRANGE,XYVIEW,MODE,XAXIS,YAXIS,
1      TITRE,FILEPIC,NLIPG)
      IF(IMPR.EQ.1)CALL GPRINT

      CALL CLR
      CALL CLOSEGRAPHICS

      END
```

```
$storage:2
$nofloatcalls
$large
      subroutine graph(x,y,n,xrange,yrange,xyview,mode,axis,
1          yaxis,title,filepic,nlipg)
c-----
c      nom: graph
c      but: imprimer un graphique en utilisant Halo
c
c-----
      real*4 x(n),y(n),xrange(2),yrange(2),xyview(6)
      real*4 ratio
      character*30 xaxis,yaxis,title,fontname,xchar*20,fmt*15
      character*6 extit,expoc*3
      integer*2 mode,n,xdev,ydev,nlipg
      integer*2 roff,loff,boff,toff,iflag,iflag2
      data xw,yw/1000.,1000./
      data roff,loff,boff,toff/20,180,150,100/
      data nxtics,nytics/6,6/
      data xticper,yticper,xtitper,ytitper,xlabper,ylabper,ttitper
1      /0.05,0.05,0.40,0.30,0.30,0.30,0.50/
      data iflag,iflag2/0,0/

      fontname='halo104.fnt'

c---- Options:
c  0 Produire un graphique sans le conserver
c  1 Produire un graphique et le préserver dans FILEPIC
c  2 Utiliser FILEPIC pour tracer une courbe meme echelle

c---- Initialisation du mode graphique Halo
      call setviewport(xyview(1),xyview(2),xyview(3),xyview(4),
1          int(xyview(5)),int(xyview(6)))
      call setworld(0.,0.,xw,yw)
      call inittcur(1,1,0)

c---- Calculer le rapport definissant l'ecran
      call inqdrange(xdev,ydev)
      ratio=float(xdev/ydev)

      xmin=xrange(1)
      xmax=xrange(2)
      ymin=yrange(1)
      ymax=yrange(2)
      xpixelrange=xw-roff-loff
      ypixelrange=yw-toff-boff
      xrg=xrange(2)-xrange(1)
      yrg=yrange(2)-yrange(1)

      do 100 i=1,n
      x(i)= ((x(i)-xmin)/xrg)*(xpixelrange)+loff
      y(i)= ((y(i)-ymin)/yrg)*(ypixelrange)+boff
      if(y(i).gt.(yw-float(toff)))y(i)=yw-float(toff)
      if(y(i).lt.(float(boff)))y(i)=float(boff)
```

```
100  if(x(i).gt.(xw-float(roff)))x(i)=xw-float(roff)
      continue

      x1=float(loff)
      y1=float(boff)
      x2=xw-roff
      y2=yw-toff
      if (mode.eq.2) then
        call gread(filepic)
        call movabs(x(1),y(1))
        call setlnstyle(nlipg)
        call polyla(x,y,n)
        call setlnstyle(1)
        call box(x1,y1,x2,y2)
        goto 1000
      endif

c---- Tracer la boite et les lignes
      call box(x1,y1,x2,y2)
      call movabs(x(1),y(1))
      call polyla(x,y,n)

c---- Tic de l'axe X a intervalle de 5
      dx=(xpixelrange)/(nxtics-1)
      yd=-xticper*boff
      do 110 i=1,nxtics
        xt=x1+(i-1)*dx
        call movabs(xt,y1)
        call lnrel(0.,yd)
110   continue

c---- Tic de l'axe Y a intervalle de 5
      dy=(ypixelrange)/(nytics-1)
      xd=-yticper*loff
      do 120 i=1,nytics
        yt=y1+(i-1)*dy
        call movabs(x1,yt)
        call lnrel(xd,0.)
120   continue

      call setfont(fontname)

      stheight=xtitper*float(boff)
      call setstext(stheight,1.5,0)
      call inqstsize(xaxis,hgt,wdth,off)
      xt = float(loff) + 0.5*xpixelrange - 0.5*wdth
      yt = 0.
      call movtca(xt,yt)
      call stext(xaxis)

c---- Etiquette de l'axe des X
      yt=hgt
      xd=(xmax-xmin)/(nxtics-1)
      xvalue=xmin
```

```
do 125 i=1,nxtics
  xvalue=xmin+(i-1)*xd

  call valtst(xvalue,fmt,xchar,ymin,extit,expoc,iflag2,iflag)

  stheight=ytitper*float(loff)
  call setstext(stheight,1.0,0)
  call inqstsize(xchar,hgt,width,off)
  xt=x1+(i-1)*dx-0.5*width
  call movtca(xt,yt)
  call stext(xchar)
125 continue

c----- Ecrire le titre vertical
  stheight=ytitper*float(loff)
  call setstext(stheight,1.0,1)
  call inqstsize(yaxis,hgt,width,off)
  xt=0.2*float(loff)
  width = width*ratio
  yt=0.5*yw-0.5*width
  call movtca(xt,yt)
  call stext(yaxis)

c----- Etiquette de l'axe des Y
  xt=0.9*float(loff)
  yd=(ymax-ymin)/(nytics-1)
  yvalue=ymin
  do 130 i=1,nytics
    yvalue=ymin+(i-1)*yd

    call valtst(yvalue,fmt,xchar,ymin,extit,expoc,iflag2,iflag)

    stheight=ylabelper*float(boff)
    call setstext(stheight,1.0,1)
    call inqstsize(xchar,hgt,width,off)
    yt=y1+(i-1)*dy-0.5*width*ratio
    call movtca(xt,yt)
    call stext(xchar)
130 continue
  xt=0.5*float(loff)
  yt=0.5*yw
  call movtca(xt,yt)
  call stext(extit)
  call stext(expoc)

c----- Ecrire le titre du graphique
  stheight=ttitper*float(toff)
  call setstext(stheight,2.0,0)
  call inqstsize(title,hgt,width,off)
  xt=float(loff)+0.5*xpixelrange-0.5*width
  yt=yw-float(toff)+10.
  call movtca(xt,yt)
  call stext(title)
```

```
c----- Conserver l'image graphique dans FILEPIC si MODE<>0
1000 if (mode.ne.0) then
      call gwrite(filepic)
    endif

    call movtca(0,1000)

    read(*,'(a)') dummy

    return
  end

  subroutine valtst(xvalue,fmt,xchar,ymin,extit,expoc,iflag2,iflag)
  real*4 xvalue,ymin
  integer*2 expo,iflag,iflag2
  character*15 fmt,extit*6,xchar*20,expoc*3,tampon*1
  if((xvalue.ge.1.).and.(xvalue.lt.100000.)).or.(xvalue.eq.0.))then
    iflag2=0
    if (xvalue.lt.10.) then
      fmt='(a,i1,a)'
    else
      if (xvalue.lt.100.) then
        fmt='(a,i2,a)'
      else
        if (xvalue.lt.1000.) then
          fmt='(a,i3,a)'
        else
          if (xvalue.lt.10000.) then
            fmt='(a,i4,a)'
          else
            if (xvalue.lt.100000.) then
              fmt='(a,i5,a)'
            endif
          endif
        endif
      endif
    endif
  endif
  endif
  else
    if(iflag.eq.0)then
      if(abs(xvalue).lt.1.)then
        extit='\x10E-\`
        inc=-1
      else
        extit='\x10E+\`
        inc=1
      endif
      expo=abs(int(alog10(ymin)))
      tampon=char(48+expo)
      write(expoc,'(3a1)') char(92),tampon,char(92)
      iflag=1
      iflag2=1
    endif
  endif
  if (iflag2.eq.0) then
```

```
        write(xchar,fmt) char(92),int(xvalue),char(92)
else
    xvalue=xvalue/(10.0**(float(inc*expo)))
    fmt='(a,i3,a)'
    write(xchar,fmt) char(92),int(xvalue),char(92)
endif
return
end
```

c

```
subroutine cls
write(*,'(1x,2a)') char(27),'[2J'
return
end
```