



Société canadienne
d'hypothèques et de logement

1107
1108
Canada Mortgage
and Housing Corporation

Environnement Canada

Environnement Canada

Étude à l'échelle pilote de la régulation informatisée du traitement par boues activées

La collecte et le traitement des eaux usées

Rapport SCAT-12F

100216

X

NH 5702/83

RAPPORTS DE RECHERCHE SUR LES EAUX USÉES

Ces RAPPORTS DE RECHERCHE donnent les résultats de travaux de recherche et de développement dans les domaines de la collecte, du traitement et de la décharge des eaux usées domestiques et municipales. Ces travaux sont déterminés par l'intermédiaire du Comité interministériel de la collecte et du traitement des eaux usées (Comité de recherche SCAT), et les recherches sont réalisées avec l'aide technique d'Environnement Canada.

Toute demande de renseignements concernant le PROGRAMME DE RECHERCHE sur les techniques relatives aux eaux usées doit être adressée à:

Division de la recherche technique
Secteur de la recherche et de l'élaboration de propositions
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario) K1A 0P7

**ÉTUDE À L'ÉCHELLE PILOTE DE LA
RÉGULATION INFORMATISÉE DU TRAITEMENT PAR BOUES ACTIVÉES**

par

J.P. Stephenson, B.A. Monaghan et L.Y. Yust
Centre technique des eaux usées
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada

pour la

Société canadienne d'hypothèques et de logement

Rapport SCAT-12F

On peut obtenir le présent document de:

Section des publications
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

Centre d'information et de communication
Société canadienne d'hypothèques et de
logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario)
K1A 0P7

TID
S11
S4614
no. 12F

AVIS

Les recherches ont été réalisées à contrat, pour le compte du Secteur de la recherche et de l'élaboration de propositions, Société canadienne d'hypothèques et de logement, grâce à une subvention accordée en vertu de la Loi nationale sur l'habitation, partie V.

Le présent rapport a été revu par la Société canadienne d'hypothèques et de logement et Environnement Canada. Les vues, conclusions et recommandations qui y sont exprimées sont celles de l'auteur et ne reflètent pas nécessairement les vues et les politiques de la Société canadienne d'hypothèques et de logement ou d'Environnement Canada. La mention de marques de commerce ou de produits commerciaux ne constitue pas une approbation, ni une recommandation quant à leur emploi.

RÉSUMÉ

Nous décrivons l'évaluation en unité pilote de la faisabilité de l'utilisation d'instruments et d'un système automatisé de saisie des données en direct pour contrôler de façon continue les principaux paramètres du traitement à boues activées. Nous avons aussi étudié la mesure dans laquelle il est techniquement et économiquement possible d'utiliser un système automatisé pour assister la commande humaine du traitement.

Les instruments retenus pour l'évaluation comprenaient des détecteurs de l'oxygène dissous, des matières en suspension, du carbone organique total et de la température, des débitmètres pour les liquides et l'air et des pH-mètres. Nous avons comparé la justesse et la fidélité de ces instruments par rapport aux techniques normalisées de référence, et déterminé les conditions nécessaires de leur entretien et de leur étalonnage. Les instruments étaient reliés à un système de saisie des données et de commande par mini-ordinateur qui était doté d'une capacité suffisante et des périphériques voulus pour permettre des opérations telles que la modélisation et l'analyse des données.

ABSTRACT

A pilot plant evaluation of the feasibility of using on-line instrumentation and an automated data acquisition system to continuously monitor parameters within the activated sludge process is described. Also investigated was the extent to which it is technologically and economically possible to use an automated system to assist the plant operator in controlling the activated sludge process.

Instruments selected for evaluation included sensors for dissolved oxygen, suspended solids, pH, temperature, liquid flow, air flow, and total organic carbon. Sensor precision and accuracy were assessed in comparison to standard reference techniques, and maintenance and calibration requirements were determined. The pilot plant instrumentation was interfaced with a minicomputer data acquisition and control system which was provided with sufficient capacity and peripheral devices to permit activities such as modelling and data analysis.

TABLE DES MATIÈRES

	Page
RÉSUMÉ	i
ABSTRACT	ii
LISTE DES FIGURES	v
LISTE DES TABLEAUX	ix
1 INTRODUCTION	1
2 DESCRIPTION DE L'USINE PILOTE	3
2.1 Instrumentation	3
2.2 Matériel du mini-ordinateur numérique	8
2.3 Logiciel du mini-ordinateur	9
2.4 Logiciel de saisie des données et de production de rapports	13
3 ÉVALUATION DES INSTRUMENTS	17
3.1 Oxygène dissous	17
3.2 Matières en suspension dans le liquide mixte et les boues activées recyclées et éliminées	23
3.3 Matières en suspension dans l'effluent	35
3.4 Matières en suspension dans l'affluent	42
3.5 Débits d'alimentation et de recyclage	43
3.6 Température	46
3.7 Carbone organique filtrable	46
3.8 Mesure du pH	49
4 ÉCHANTILLONS DE DONNÉES COMPILÉES PENDANT LA SURVEILLANCE D'UNE USINE	50
4.1 Données en direct provenant des instruments de traitement	50
4.2 Oxygène dissous et débit d'air	51
4.3 Débit des eaux résiduaires et des boues activées recyclées	53
4.4 Matières solides en suspension dans le liquide mixte et dans les boues activées recyclées	55
4.5 Matières solides en suspension dans l'affluent et dans l'effluent	59
4.6 Mesure du pH	64
4.7 Carbone organique filtré	66
4.8 Température	68
5 RÉGULATION AUTOMATIQUE DE LA CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS, DU TEMPS DE RÉTENTION DES MATIÈRES SOLIDES, DU TAUX DE CONSOMMATION DE L'OXYGÈNE ET DE LA DISTRIBUTION DYNAMIQUE ÉTAGÉE DE L'ALIMENTATION	70
5.1 Régulation de l'oxygène dissous	70
5.2 Régulation du temps de rétention des matières solides	80

	Page	
5.3	Régulation du taux de consommation d'oxygène	89
5.4	Régulation dynamique de l'alimentation étagée	96
5.4.1	Simulations informatiques	97
5.4.2	Mode de régulation	103
5.4.3	Fonctionnement de l'usine pilote	104
5.4.4	Résultat de la régulation à l'usine pilote	105
5.4.5	Amélioration de la régulation du processus par le TCOS	112
5.4.6	Résumé des résultats de la régulation du TCOS	115
6	CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS	116
6.1	Instruments	116
6.2	Automatisation	117
	REMERCIEMENTS	118
	RÉFÉRENCES	119

LISTE DES FIGURES

Figure		Page
1	USINE PILOTE À BOUES ACTIVÉES REPRÉSENTATIVE DES DEUX USINES UTILISÉES	4
2	CAPTEUR p_{HOX} POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À MEMBRANE DE TYPE PLONGEUR	7
3	CAPTEUR BECKMAN POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À MEMBRANE DE TYPE CELLULE TRAVERSÉE PAR LE COURANT	7
4	SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES SUR MINI-ORDINATEUR	9
5	DIAGRAMME REPRÉSENTANT LE SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES PAR MINI-ORDINATEUR	10
6	RELATION ENTRE LES MESURES DE LA CONCENTRATION ET DU VOLTAGE	12
7	SCHÉMA DE LA SAISIE DES DONNÉES, DE LA PRODUCTION DE RAPPORTS ET DE LA STRUCTURE DE COMMANDE	14
8	RELATION ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS POUR L'OD ET CELLE DE L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE	20
9	ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE D'UN CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES	27
10	ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE	30
11	RELATION ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES	31
12	VARIABILITÉ DE LA CONCENTRATION DANS LE COURANT DE FOND DU DÉCANTEUR ÉCHANTILLONNÉ TOUTES LES 5 SECONDES	34
13	ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES EFFLUENTS	38
14	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE	39
15	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT	43

Figure		Page
16	RELATION ENTRE LA RÉACTION DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES ET LES MESURES DE RÉFÉRENCE (VOLUME/TEMPS)	44
17	RELATION ENTRE LE CAPTEUR DE TEMPÉRATURE À RÉSISTANCE ET LE THERMOMÈTRE DE RÉFÉRENCE	46
18	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE POUR LE COF DANS L'EFFLUENT	48
19	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE POUR LE COF DANS L'AFFLUENT	48
20	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE POUR LE pH	49
21	MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR POUR UNE PÉRIODE DE 24 h AUX USINES PILOTES PARALLÈLES	52
22	MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR PENDANT UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC RÉGLAGE MANUEL INTERMITTENT ET RÉGLAGE AUTOMATIQUE CONTINU DU DÉBIT D'AIR	54
23	MESURES EN DIRECT DES DÉBITS BRUTS D'ALIMENTATION ET DES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES (BAR) SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	56
24	MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES SUR UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC DÉBIT DE RECYCLAGE CONSTANT OU NON	57
25	DÉBITS D'ALIMENTATION ET DE RECYCLAGE (MESURÉS EN DIRECT) CORRESPONDANT AUX MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES	58
26	CONCENTRATIONS MESURÉES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	60
27	COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT AUX MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET DANS L'EFFLUENT, ET LEUR MESURE GRAVIMÉTRIQUE (18-19 JUIN 1980)	62
28	COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS ET LA MESURE GRAVIMÉTRIQUE DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT (9-10 JUILLET 1980)	63

Figure		Page
29	pH DE L'AFFLUENT ET DE L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	65
30	COMPARAISON DES MESURES EN DIRECT DU CARBONE ORGANIQUE FILTRÉ ET DES DONNÉES DE RÉFÉRENCE	67
31	MESURES EN DIRECT DE LA TEMPÉRATURE DANS LE BASSIN D'AÉRATION SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	69
32	SCHÉMA D'UN SYSTÈME DE RÉGULATION	71
33	CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS ET DÉBIT D'AIR POUR 24 h AUX USINES AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE	74
34	CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS DANS LES SYSTÈMES D'AÉRATION AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE	75
35	RAPPORT ENTRE L'OXYGÈNE PRODUIT ET L'OXYGÈNE REQUIS PAR LA BIOMASSE À DIVERSES CONCENTRATIONS DE SATURATION EN OD ET À DIVERSES CONCENTRATIONS EN OD DANS LE RÉACTEUR	77
36	RELATION ENTRE L'ÉCHANGE D'OXYGÈNE, L'ÉLIMINATION DE SUBSTRAT ET LE DÉBIT D'AIR DANS DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNE	78
37	DISTRIBUTION DES DÉBITS D'AIR QUOTIDIENS MOYENS POUR LES USINES AVEC RÉGULATION MANUELLE ET AUTOMATIQUE	79
38	IVB D'USINES PARALLÈLES POUR DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT	82
39	TRM INSTANTANÉS DÉTERMINÉS DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE POUR LES USINES PARALLÈLES	86
40	MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT MESURÉES DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE DANS LES USINES PARALLÈLES	88
41	RELATION ENTRE LE $K_L a$ ET LE DÉBIT D'AIR À L'USINE PILOTE	92
42	TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE ET TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE SPÉCIFIQUE, LE 2 OCTOBRE 1980	95
43	DISTRIBUTION DES TRM INSTANTANÉS AUX USINES AVEC RÉGULATION DU TCO ET DU TRM	96
44	SCHÉMA DE L'ALIMENTATION ÉTAGÉE	98

Figure		Page
45	MODÈLE DE CLEMSON DES RÉACTIONS BIOLOGIQUES	99
46	MODÈLE DE CLEMSON DES MSLM RÉSULTANTES	100
47	MODÈLE DE CLEMSON DE LA CONCENTRATION EN SUBSTRAT RÉSULTANTE	101
48	MODÈLE DE CLEMSON DU TCOS RÉSULTANT	101
49	TCOS RÉSULTANT DU TEST DE L'AFFLUENT ÉTAGÉ (modèle de Clemson)	102
50	RELATION ENTRE LE $K_L a$ ET LE DÉBIT D'AIR	106
51	OPTIMISATION POUR DEUX COMPARTIMENTS	108
52	RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)	109
53	MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)	109
54	RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)	110
55	MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)	110
56	VALEURS DE CONSIGNE POUR L'ANALYSE FACTORIELLE	112

LISTE DES TABLEAUX

Tableau		Page
1	LISTE DES INSTRUMENTS ET DE CERTAINES DE LEURS SPÉCIFICATIONS	6
2	FRÉQUENCE MINIMALE DES PRÉLÈVEMENTS DE DONNÉES POUR L'ÉVALUATION D'INSTRUMENTS	17
3	PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR L'OD	19
4	ÉCARTS-TYPES POUR LES INSTRUMENTS POUR OD	21
5	BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS POUR OD DE PHOX	22
6	CONDITIONS D'ÉVALUATION DES CAPTEURS POUR MATIÈRES EN SUSPENSION	25
7	DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES	26
8	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES	26
9	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS	28
10	DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MSLM	29
11	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES	29
12	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS	29
13	DURÉE DE MONITORING ET NOMBRE DE COMPARAISONS DE DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET DE DONNÉES DES CAPTEURS DE MATIÈRES MONITEK	32
14	PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION (LM ET BAR)	33
15	BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS MONITEK CLAM 52-LE POUR MATIÈRES EN SUSPENSION	36
16	PERFORMANCE DES CAPTEURS DE MESURE DES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT	40

Tableau		Page
17	BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES TURBIDIMÈTRES LISLE-METRIX DRT-285	42
18	RENDEMENT DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES	45
19	COMPARAISON APPARIÉE D'USINES PARALLÈLES SOUS DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT	81
20	HORAIRE DES REJETS À L'USINE, BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TRM, LE 9 SEPTEMBRE 1980	85
21	HORAIRE DES REJETS BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TCO À L'USINE, LE 2 OCTOBRE 1980	94
22	CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT DE L'USINE PILOTE	105
23	RÉSULTATS OBTENUS PAR RÉGULATION DYNAMIQUE DU PROCÉDÉ À ALIMENTATION ÉTAGÉE	107
24	COMPARAISON DES USINES PARALLÈLES	111
25	RÉSULTATS DE LA RÉGULATION FACTORIELLE (optimisation dans deux compartiments)	113
26	EFFETS DU RECYCLAGE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (modèle de Clemson)	114
27	EFFETS DE LA VARIATION DU VOLUME SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (modèle de Clemson)	114
28	EFFETS DU NOMBRE DE RÉACTEURS EN SÉRIE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS	115

1 INTRODUCTION

Ces dernières années, on a exprimé bien des inquiétudes à propos de la gestion de la qualité des eaux, et l'on a canalisé des efforts importants à l'amélioration de l'exploitation des systèmes de traitement des eaux usées pour satisfaire des critères plus rigoureux de qualité des effluents. Récemment, on a porté une attention accrue aux recherches s'efforçant de définir les facteurs limitant la performance des usines de traitement des eaux usées des municipalités¹. Ces études ont permis de conclure que l'on ne peut parvenir à une performance adéquate et fiable des usines de traitement que par la mise en oeuvre de méthodes efficaces de régulation opérationnelle. Ce n'est pas seulement la conception d'une usine qui lui assure une bonne performance.

Bien que le procédé aux boues activées serve depuis bien des années de coeur à beaucoup de systèmes de traitement, il a fréquemment donné des signes de mauvais fonctionnement. Néanmoins, le procédé a gardé sa popularité comme méthode de traitement. Un des inconvénients contribuant à la mauvaise performance en usine a été le manque d'enregistrement en continu pendant le traitement des variables servant à décrire et à régulariser la performance du procédé²⁻⁵. En général, ces variables ont été mesurées par collecte manuelle intermittente d'échantillons et par analyse en différé, qui demandent beaucoup de temps. À cause de la main-d'oeuvre nécessaire pour effectuer ces tâches, l'accumulation de données en continu sur l'exploitation se limite en général à des études poussées d'échantillons et à des projets de recherche. Cependant, l'apparition de nouveaux instruments améliorés de contrôle continu en direct laisse supposer qu'il y aura prolifération de renseignements sur l'exploitation du procédé⁶. Dans le cas des boues activées, ces renseignements devraient permettre d'améliorer la compréhension des dynamiques du procédé et, finalement, améliorer la fiabilité du traitement par application de méthodes efficaces de régulation^{7, 8}.

En novembre 1978, le Centre technique des eaux usées (CTEU) d'Environnement Canada a lancé un programme pilote à deux phases, conjointement avec la Société canadienne d'hypothèques et de logement, dont l'objet est:

- 1) d'évaluer la faisabilité de l'utilisation d'un équipement de surveillance continue en direct et d'un système automatisé de collecte de données pour contrôler le traitement par boues activées; et
- 2) de déterminer jusqu'à quel point il est technologiquement et économiquement faisable d'utiliser un système automatisé pour aider l'opérateur de l'usine à régulariser le traitement par boues activées.

Le présent rapport fait état du projet et décrit les expériences effectuées au CTEU en se servant de l'équipement de contrôle continu en direct pour la saisie des données et la régulation.

2 DESCRIPTION DE L'USINE PILOTE

L'usine pilote au CTEU est constituée de deux unités identiques, parallèles, à boues activées, associées à un décanteur primaire commun (d'une superficie de $1,17 \text{ m}^2$) et de systèmes indépendants de recirculation des boues. La figure 1 montre un diagramme de circulation. Chaque réacteur biologique a une capacité maximale de $2,3 \text{ m}^3$ et il est possible de diviser un des réacteurs pour lui donner une configuration de réservoirs en série au moyen de cloisons. Le volume de liquide peut être réduit au moyen d'un déversoir réglable manuellement. Durant la phase 1 du projet, les deux réacteurs ont été utilisés sans cloisons et avec agitation complète.

La séparation du liquide et des solides est effectuée dans des décanteurs secondaires, de forme circulaire, ayant une superficie de $0,45 \text{ m}^2$ et une direction d'écoulement ascendante. La hauteur du déversoir est réglable manuellement de façon à pouvoir choisir le volume convenable de liquide dans le décanteur.

Au cours de la phase 1 du projet on a utilisé un des circuits ou les deux circuits parallèles pour procéder à l'évaluation des instruments. Des eaux d'égout, de température constante et dessablées, provenant de l'usine d'épuration des eaux Skyway de Burlington étaient introduites dans le décanteur primaire à débit constant sans régulation des concentrations de constituants organiques et minéraux. L'effluent des décanteurs primaires et les boues recirculées étaient introduits dans le réacteur biologique au moyen de pompes à vitesse variable ayant chacune un débit maximal de $21,6 \text{ m}^3/\text{d}$. De l'air était diffusé dans les réacteurs biologiques grâce à des conduits en PVC perforés. La profondeur maximale du liquide était de $1,2 \text{ m}$.

2.1 Instrumentation

Bien que de nombreux instruments soient en service dans les laboratoires depuis de nombreuses années pour déterminer, par exemple, l'oxygène dissous, la turbidité, la température et le pH, ils ont été jusqu'à ce jour peu utilisés de façon continue dans les processus par boues activées. Le milieu est responsable de la contamination des capteurs par les produits présents dans le liquide et de l'encrassement par croissance de films biologiques. Inévitablement, ce milieu conduit à de mauvaises performances des capteurs si l'on n'a pas accordé suffisamment d'attention au choix, à l'installation, à l'étalonnage et à l'entretien de ces capteurs.

Aux stades initiaux de ce projet, le CTEU a invité les fournisseurs à présenter des instruments particuliers pour une évaluation. L'objectif de cette évaluation était

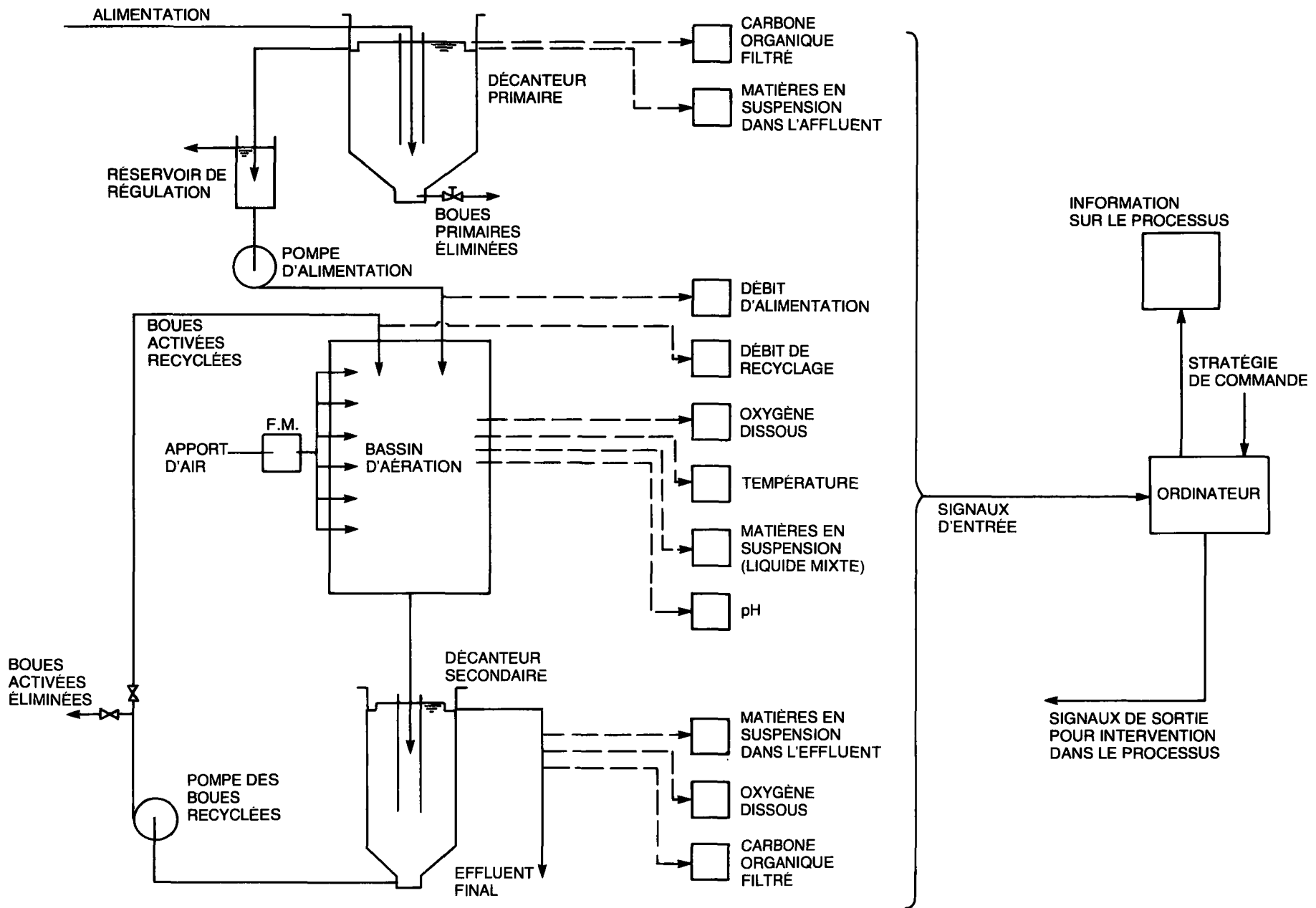


FIGURE 1 USINE PILOTE À BOUES ACTIVÉES REPRÉSENTATIVE DES DEUX USINES UTILISÉES

d'obtenir une base partielle de recommandations d'achat ainsi qu'une revue des devis techniques des divers instruments. Les instruments qui ont été éprouvés étaient des produits conçus pour mesurer l'OD (oxygène dissous), les MSLM (matières en suspension dans le liquide mixte), les MSBAR (matières en suspension dans les boues activées recyclées), les MSE (matières en suspension dans l'effluent) et les MSA (matières en suspension dans l'affluent). Un seul fournisseur (Dohrmann Envirotech) de moniteurs de COT (carbone organique total) a accepté de prêter un produit (DC-62) pour évaluation. En général, les fournisseurs sont très coopératifs à cet égard et sont particulièrement heureux de voir leurs produits évalués; toutefois, il n'existe pas toujours un matériel convenable pouvant être prêté à un acheteur éventuel pour une période suffisamment longue et convenable. Dans le domaine du traitement des eaux usées qui n'a commencé que récemment à utiliser une instrumentation continue, les fournisseurs feraient bien d'avoir des appareils de démonstration en bon état qu'ils pourraient mettre à la disposition des clients pour évaluation. C'est partiellement grâce à ce mécanisme que l'on peut faire accepter certains instruments par les utilisateurs ultimes. On s'efforce d'établir un institut international d'évaluation et d'essai des instruments pour l'industrie des eaux usées⁹.

Le tableau 1 donne la liste des principaux instruments choisis pour l'achat et l'installation dans l'usine pilote. Les deux systèmes parallèles ont les mêmes instruments de mesure reliés à un mini-ordinateur de traitement. Tous les signaux de sortie sont de type isolé, à courant de 4-20 mA. On a évité d'utiliser des sorties à la terre afin de réduire le bruit sur les signaux. Sauf pour les thermomètres et les débitmètres de liquide et d'air, les analyseurs possédaient des sélecteurs de gammes; toutefois, les changements de gammes et les étalonnages n'étaient pas détectés immédiatement par le mini-ordinateur, ce qui constitue un inconvénient. Tous les capteurs fournissaient une indication analogique ou numérique locale.

Au tout début du programme d'évaluation interne, on a constaté que les instruments qui n'étaient pas prévus pour être autonettoyants et immergés directement dans l'effluent primaire, l'effluent secondaire, le liquide mixte ou les boues activées recyclées se recouvraient rapidement d'un film biologique. Par contre, l'électrode OD d'un fabricant qui était montée de façon à être traversée par le courant, ne se recouvrait pas d'un film nuisant à sa performance. Les figures 2 et 3 montrent la différence entre une électrode OD (pHOX) immergée dans le liquide mixte à la façon d'une sonde et une autre électrode (Beckman) traversée par le courant. En l'espace de deux jours d'immersion dans le liquide mixte, l'électrode était recouverte d'un biofilm réactif excessif,

TABLEAU 1 LISTE DES INSTRUMENTS ET DE CERTAINES DE LEURS SPÉCIFICATIONS

Instrument	Nombre	Plage	Fabricant	Modèle	Coût approx. (Date)	Principe
OD	6	0-20 mg/L	pHOX	capteur 65-B transmetteur 66	\$ 4 200 (1978)	traversé par le courant
MSLM & MSBAR	4	0-300,3000, 30000 mg/L	Monitek	CLAM 52-LE	\$ 5 100 ch. (1978)	photométrique, auto-nettoyant traversé par le courant
pH	5	0-14	Beckman	980	\$ 5 300 (1978)	
Température	1	0-40 °C	Rosemount	444 RL	\$ 400 (1978)	résistance, traversé par le courant
MSE	2	0-30, 100, 300 mg/L	Lisle-Metrix	DRT 285	\$ 1 300 (1978)	photométrique, traversé par le courant
Débit liquide	4	0-45 L/min	Foxboro; Brooks	280 H; 7000	~\$4 000 (1978)	magnétique
COT	1	variable	Dohrmann- Envirotech	DC-62	\$ 16 000 (1978)	UV - persulfate, CO ₂ - infrarouge
COT	1	variable	Construit au labo		\$ 10 000 + main d'oeuvre (1979)	UV - persulfate, CO ₂ - infrarouge
Filtre continu	2	pores de 20 µ	Astro Resources Corp.	Foxfilter	\$ 1 300 ch. (1979)	ruban papier, pores de 20 µ pour analyseur COT
MSA	1	0-30, 100, 300, 3000 mg/L	Monitek	CLAM 53-LE	\$ 5 300 (1978)	photométrique, auto-nettoyant
Débit d'air	2	0-10 L/s	Brooks	compteur 3623, transmetteur 5522H	\$ 1 800 ch. (1978)	rotamètre, transmission électronique

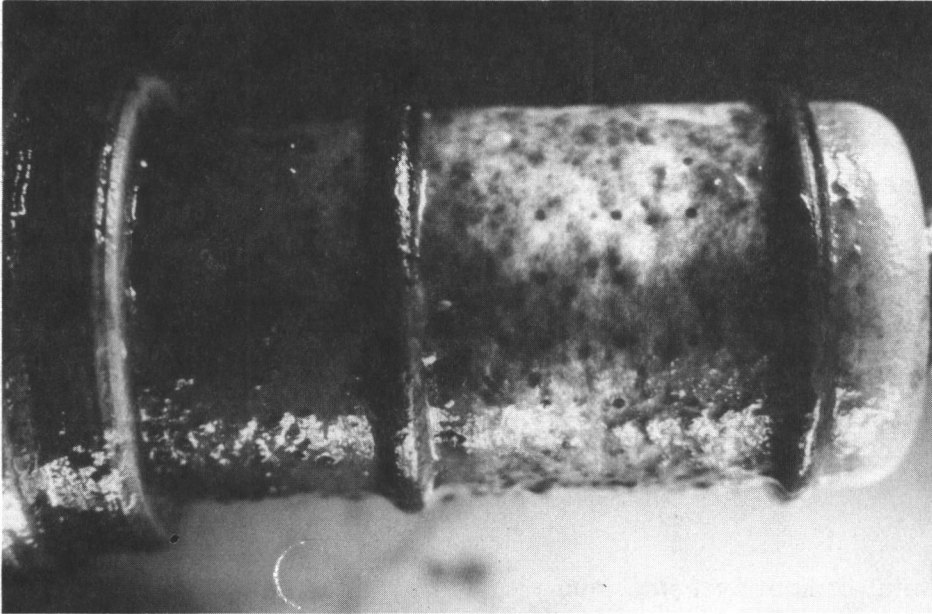


FIGURE 2 CAPTEUR p_{HO_2} POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À
MEMBRANE DE TYPE PLONGEUR

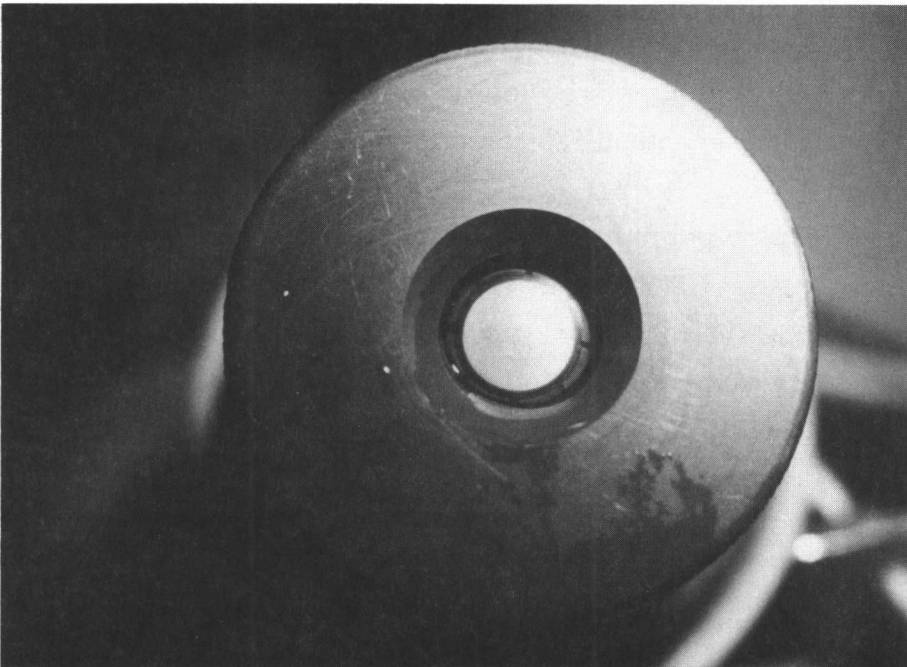


FIGURE 3 CAPTEUR BECKMAN POUR L'OXYGÈNE DISSOUS
À MEMBRANE DE TYPE CELLULE TRAVERSÉE
PAR LE COURANT

empêchant le transfert de masse, que l'on ne pouvait empêcher par simple nettoyage ou augmentation de la turbulence au moyen de diffuseurs d'air placés directement au-dessus. La même électrode (hHOX), montrée à la figure 2, restait exempte de biofilm si on la plaçait dans une cellule traversée par le courant. Après un essai de trois semaines et un seul réétalonnage, l'électrode de Beckman donnait la même indication qu'une électrode normalisée (YSI modèle 54). À la suite de cette observation, on a décidé de monter le plus grand nombre possible d'instruments de façon à ce qu'ils soient traversés par le courant, afin de minimiser l'encrassement et d'améliorer la qualité du signal. Des recherches ultérieures au CTEU ont démontré une croissance peu importante du film biologique sur la membrane lorsque l'électrode de pHOX était utilisée à la façon d'une sonde dans une usine d'épuration préfabriquée. Ceci fut possiblement le résultat de la turbulence accrue dans cette usine préfabriquée.

2.2 Matériel du mini-ordinateur numérique

Le mini-ordinateur est un Hewlett-Packard (HP) 1000 modèle 31 (série 21MX E) avec le système d'exploitation TRE-IVB. L'installation est décrite aux figures 4 et 5. L'unité centrale de traitement et les dispositifs de stockage sont constitués d'une mémoire compartimentée de 160 K-mots, d'un disque de 120 M-Multiplets et d'une bande magnétique à 9 pistes de 1600 BPI. L'intervention de l'opérateur est possible au moyen de quatre écrans cathodiques, dont un ayant des possibilités graphiques. Des terminaux multiples existaient pour les autres utilisateurs du matériel informatique. On pouvait obtenir des copies sur papier au moyen d'une imprimante à 180 caractères par seconde et d'un traceur de courbes.

Les instruments de l'usine pilote étaient reliés au mini-ordinateur par l'intermédiaire d'un microprocesseur frontal HP 2240A et 2241A. Le microprocesseur comportait 32 canaux (2-10 V) différentiels d'entrée analogique (EA) de 12 bits, 16 canaux (8-10 V) de sortie analogique (SA), 16 canaux d'interruption, 64 canaux de sortie numérique (SN) et 32 canaux d'entrée numérique (EN). Associé au microprocesseur, on trouvait le matériel de relais et de conditionnement des signaux (transformation du courant en voltage, du voltage en courant, etc.). Pour relier les instruments au matériel de conditionnement du signal, on utilisait un câble blindé à deux fils torsadés terminés par des connections à vis et possédant un fil de drain. Le câble était protégé par un conduit en aluminium entre le micro-processeur et l'usine pilote, de façon à limiter le bruit et les risques d'endommagement. Le fil de drain blindé était à la terre à la source du signal.

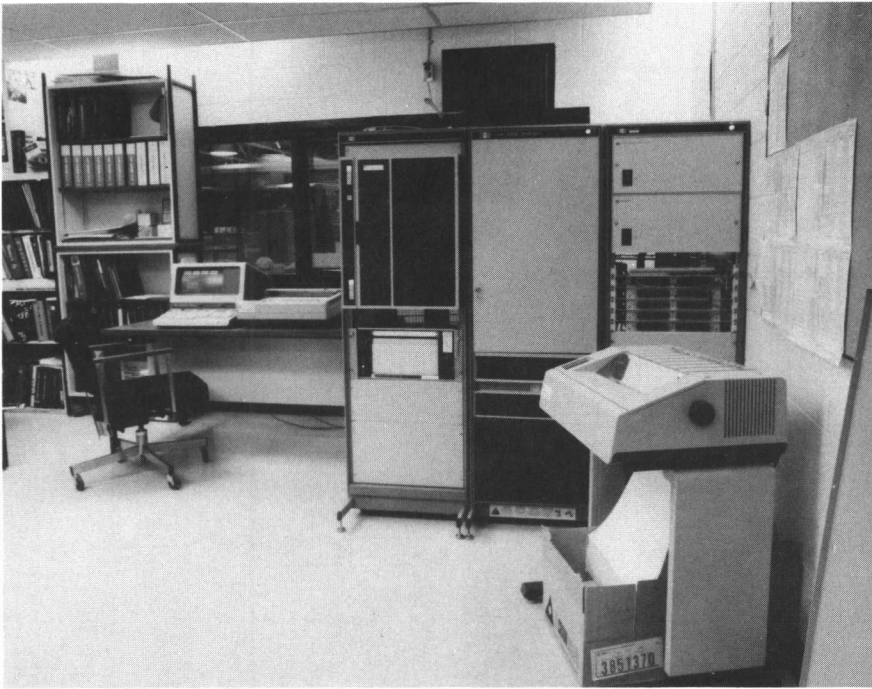


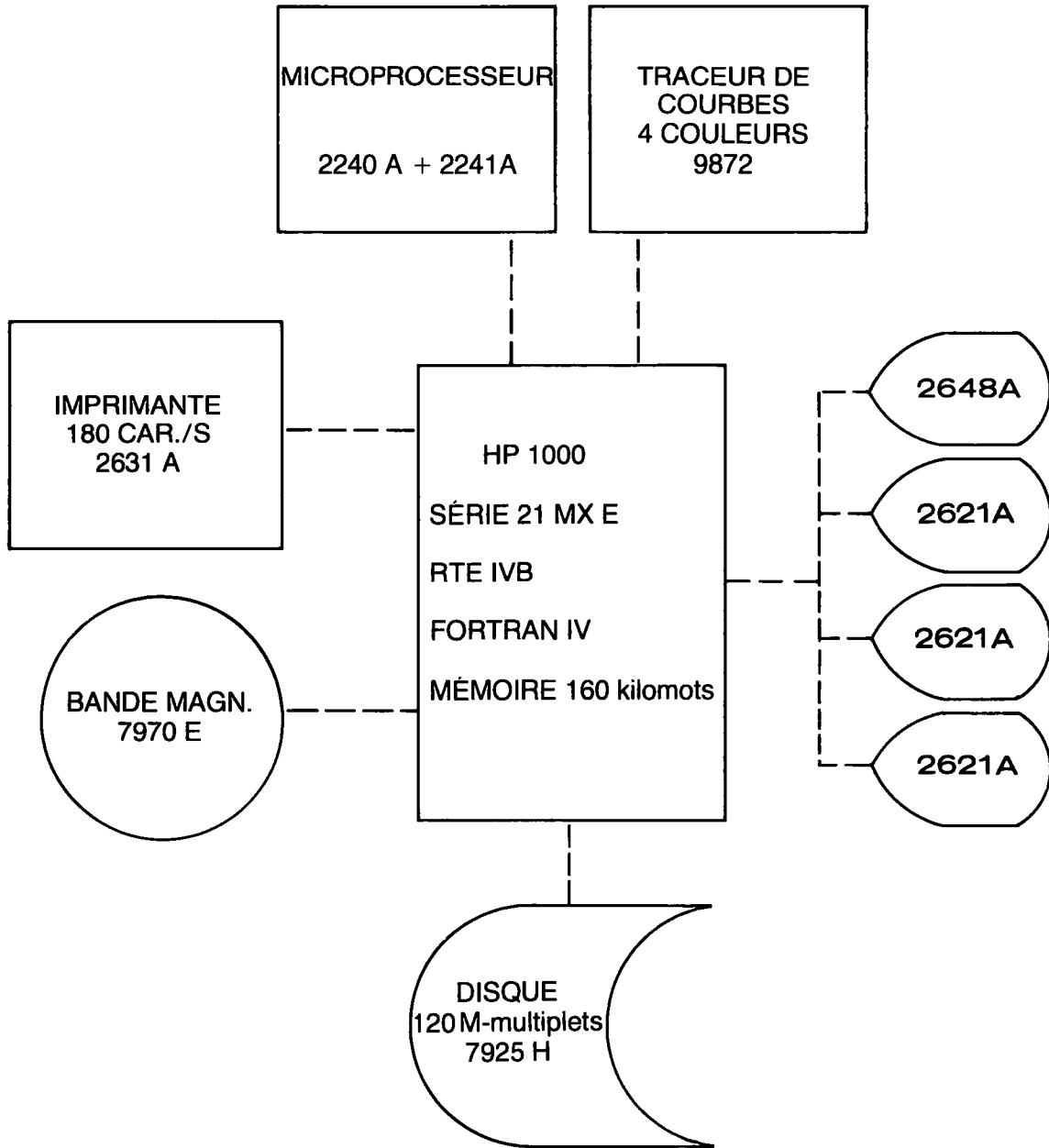
FIGURE 4 SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES SUR MINI-ORDINATEUR

Tous les instruments étaient reliés aux canaux EA. Il y avait une isolation optique. Les signaux de sortie vers les pompes et certaines valves passaient par les canaux SA. Les instruments de l'usine pilote dont le seul réglage est marche/arrêt, par exemple les électrovalves et les alarmes étaient reliés par l'intermédiaire des canaux SN.

Le mini-ordinateur avait une capacité suffisante et assez de systèmes périphériques pour permettre des activités telles que la modélisation et l'analyse des données. Ces activités étaient en plus de celles normalement associées à la saisie des données et à leur contrôle, ce qui fait qu'elles exigeaient un système plus étendu.

2.3 Logiciel du mini-ordinateur

Tout le logiciel rédigé par l'utilisateur pour la saisie automatique des données et la commande du processus était en FORTRAN IV. Des extensions en temps réel permettaient le séquençage continu des activités du programme en permanence. Ces extensions exigeaient (a) la connaissance et l'utilisation de commandes de programmation supplémentaire associées à l'organisation et à l'exécution du programme, (b) la communication entre les programmes FORTRAN eux-mêmes, entre les programmes



* TOUT LE MATÉRIEL EST FABRIQUÉ PAR HEWLETT PACKARD

FIGURE 5 DIAGRAMME REPRÉSENTANT LE SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES PAR MINI-ORDINATEUR

FORTRAN et les capteurs du processus ainsi qu'entre dispositifs de commande par l'intermédiaire du HP 2240, et (c) le transfert des données prélevées automatiquement du programme FORTRAN aux appareils de stockage de masse. La plupart des commandes nécessaires étaient particulières au système HP. On donne ci-dessous un exemple simplifié du type de demande FORTRAN utilisant une extension en temps réel HP pour la mesure d'OD, étalonné dans la gamme 0-20 mg/L:

```

C
C READ FROM THE HP2240 (LOGICAL UNIT NO.16) ONE ANALOG INPUT
C VOLTAGE AND STORE IN THE INTEGER VARIABLE "ISIG"
C
C FORMAT STATEMENT NO. 5 MEANS "MEASURE ANALOG INPUT
C STARTING AT SLOT NO.1 AND CHANNEL NO. 2 AND CONTINUE
C SEQUENTIALLY FOR 1 CHANNEL".
C
      WRITE (16,5)
5     FORMAT ("AI, 1,2, 1.")
      READ (16,*) ICOND, ISIG
C
C TEST THE ERROR CONDITION CODE RETURNED IN "ICOND" TO SEE IF
C THE REQUEST COMPLETED WITHOUT ERROR i.e.    0 = no error
C                                               1 = error or erroneous data
C
      IF (ICOND.EQ. 1) GO TO 100
C
C CONVERT ANALOG VOLTAGE TO THE CORRECT ENGINEERING UNITS
C ASSUMING
C 4-20 mAmps = 2-10 volts AND INSTRUMENT SCALE = 0-20 units
C
      slope = 8./20.
      ENG = FLOAT (ISIG-2000) / (SLOPE*1000.0)
100 CALL ERR (ICOND), ERROR RECOVERY ROUTINE.

```

La lecture de voltage (ISIG) a été convertie en unités scientifiques dans le programme FORTRAN au moyen d'un sous-programme d'étalonnage. Des courbes d'étalonnage ont été établies pour chaque instrument et les données appropriées (pente et

ordonnée à l'origine pour les instruments à réaction linéaire p. ex.) étaient entrées dans le programme par l'opérateur de l'usine. Si, dans l'exemple ci-dessus, un signal relatif à l'oxygène dissous était surveillé et si la concentration était reliée linéairement à la tension comme l'indique la figure 6, alors le voltage était donné en ISIG sous la forme, disons, 6 V. En utilisant les valeurs en mémoire de ISIG, le programme FORTRAN calculait l'OD au moyen de l'expression linéaire figurant à la figure 6. La valeur calculée était utilisée pour surveiller et commander de façon répétitive selon les besoins.

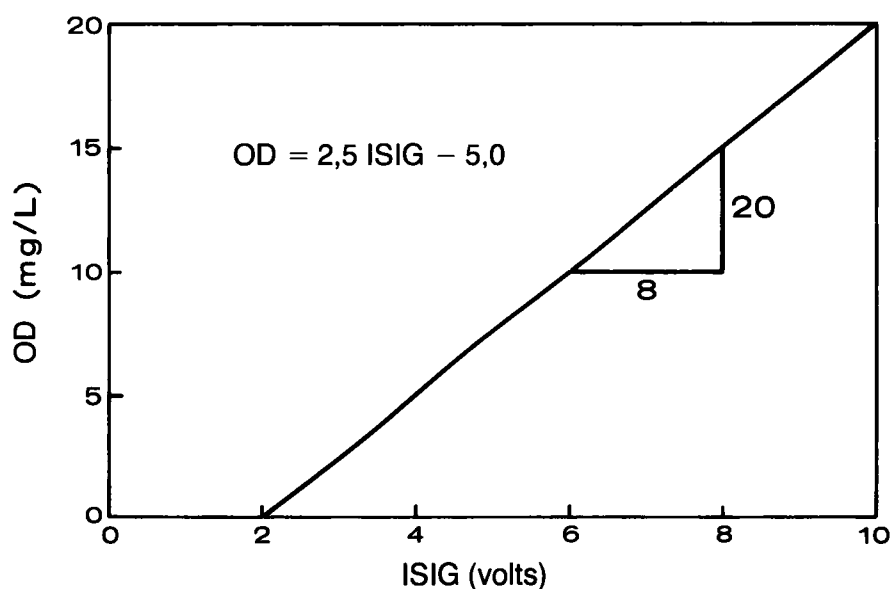


FIGURE 6 RELATION ENTRE LES MESURES DE LA CONCENTRATION ET DU VOLTAGE

En pratique, la création de logiciels pour accomplir les fonctions de production de rapports à long terme et de commande du processus était beaucoup plus compliquée que l'exemple ci-dessus. Il fallait au moins une personne à plein temps pour entretenir, développer et exploiter le matériel et le logiciel associés au mini-ordinateur pour le type de travaux de recherches dont nous traitons ici. La recherche des erreurs et l'entretien étaient des fonctions importantes mais très longues. L'opérateur devait connaître le système d'exploitation du mini-ordinateur, l'arithmétique numérique, la programmation en temps réel et le FORTRAN IV ou un langage similaire. Il était également important d'avoir un opérateur de mini-ordinateur connaissant suffisamment l'exploitation de l'usine pilote.

2.4 Logiciel de saisie des données et de production de rapports

Pour la saisie des données et la production de rapports, on a rédigé plusieurs programmes et créé plusieurs fichiers sur disque. La figure 7 résume l'enchaînement de ces programmes et de ces fichiers.

Le programme DATU était le principal programme utilisé pour la saisie des données en direct à partir des capteurs de l'usine pilote. Ce programme était organisé pour fonctionner une fois toutes les cinq secondes et permettre une lecture en millivolts de chacun des 32 instruments analogiques des canaux d'entrée. Après une minute, il faisait la moyenne des 12 lectures de chaque capteur, convertissait le voltage en unités scientifiques et imprimait un fichier "circulaire" en direct. Les données étaient datées au moyen du jour de l'année julienne et de l'heure à la minute près. DATU explorait également la mémoire du système pour vérifier plusieurs points modifiables par l'utilisateur:

- a) modification des constantes d'étalonnage, gammes ou taux de saisie des données de chaque capteur;
- b) changement du numéro de canal du capteur dans le micro-processeur;
- c) avis d'étalonnage transmis à DATU pour empêcher la saisie de données durant l'étalonnage;
- d) évaluation de façon séquentielle de deux courants d'effluent grâce aux données d'un analyseur en direct COT;
- e) autres renseignements pertinents.

Si nécessaire, l'opérateur utilisait le programme OPACC (accès par l'opérateur) pour manipuler les points ci-dessus. Le programme présentait un menu à l'opérateur sur l'écran cathodique et l'opérateur pouvait le modifier facilement.

L'identification de la séquence pour l'analyse du COT était commandée par un programme séparé en temps réel, TOCSW, qui était répété à intervalles de 30 minutes. Ce programme contrôlait automatiquement le courant alimentant l'analyseur COT, amenant alternativement le courant de l'un ou de l'autre système en faisant fonctionner une électrovalve à trois directions au moyen de dispositifs de sortie numérique. Le cycle était régi par la caractéristique de réaction de l'analyseur COT.

Les données en direct étaient stockées de façon temporaire dans le fichier circulaire. Si nécessaire, ces données pouvaient être utilisées à des fins particulières. Le fichier était de taille auto-limitative de façon à économiser l'espace; ainsi le programme

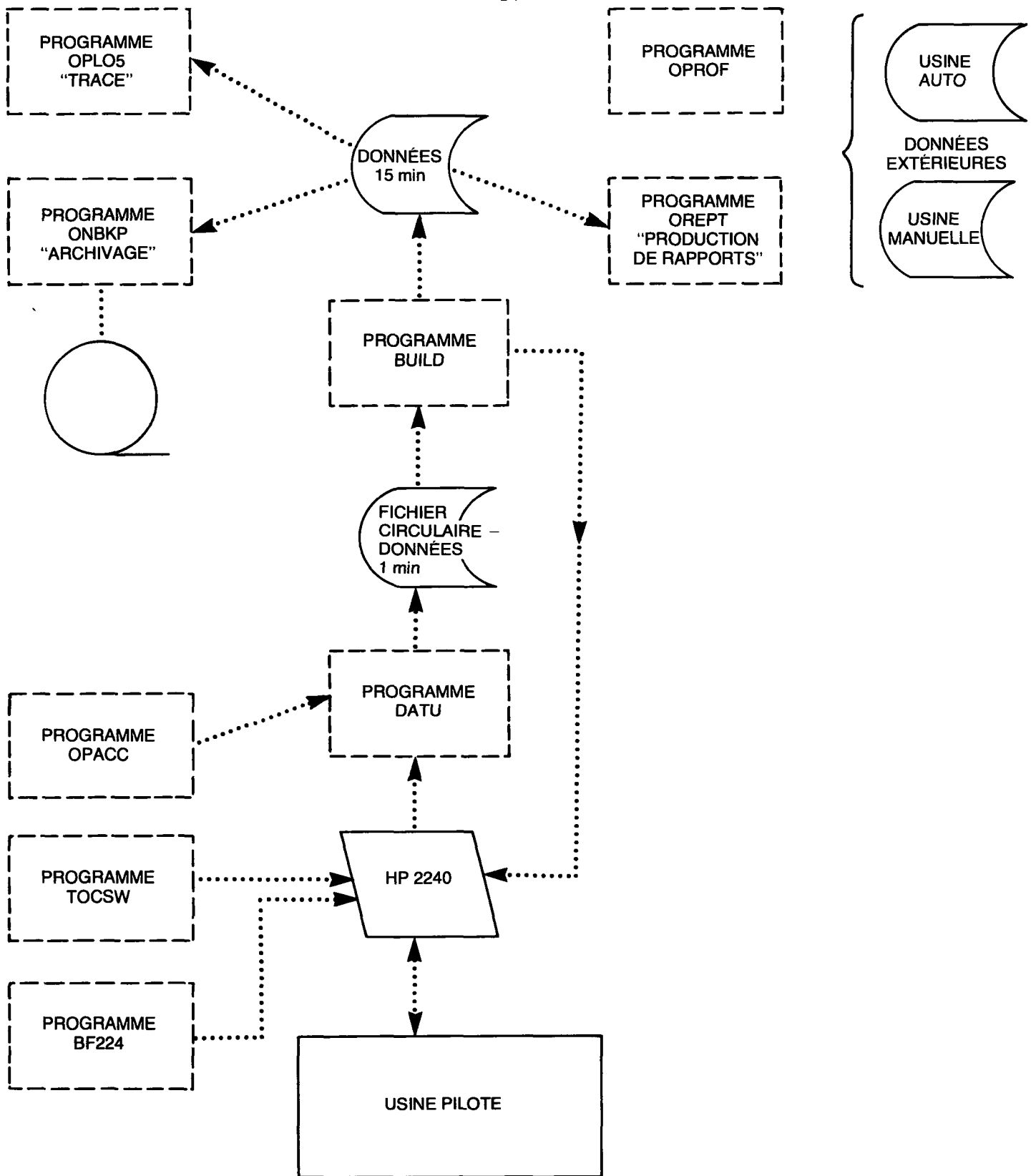


FIGURE 7

SCHÉMA DE LA SAISIE DES DONNÉES, DE LA PRODUCTION DE RAPPORTS ET DE LA STRUCTURE DE COMMANDE

BUILD était prévu pour se répéter toutes les 15 minutes et lire les nouvelles données enregistrées dans le fichier circulaire par DATU, pour ensuite calculer les moyennes sur 15 minutes et indiquer l'heure des données, puis finalement reporter l'heure et les moyennes sur un grand fichier circulaire permettant le stockage à long terme (p. ex. 30 jours). D'après ces mesures en direct du débit de liquide, du débit d'air, de la température, de l'OD et des MSLM, le programme BUILD calculait le taux de consommation d'oxygène (TCO) et le taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS) des micro-organismes du bassin d'aération. Les mesures autonomes du coefficient d'échange volumétrique de l'oxygène ($K_L a$) et du volume du bassin d'aération permettaient de calculer le TCOS. Le programme BUILD pouvait déclencher une alarme à n'importe quel moment en cas de panne grave des instruments ou de la présence de conditions situées à l'extérieur des limites fixées.

Les données autonomes provenant de l'analyse en laboratoire de la DCO, de la DBO_5 , ou de la NTK, de la $N-NH_3$, étaient introduites sur deux fichiers sur disque pour une date spécifique au moyen de terminaux à écran cathodique. Chacun de ces fichiers pouvait recevoir les données de l'un des deux systèmes parallèles de l'usine pilote. Les données obtenues par l'opérateur pour l'indice de volume des boues (IVB), les MSLM et les MSBAR déterminées par des moyens gravimétriques, la hauteur de boues dans le décanteur, les matières solides dans l'effluent et le temps de séjour des matières étaient également entrées dans ces fichiers.

Il existait quatre méthodes différentes pour obtenir des sorties sur écran ou sur papier des données en direct et des données autonomes. Ces méthodes étaient:

- 1) La liste de chaque moyenne sur 15 minutes des données en direct provenant du programme BUILD pour des périodes spécifiées par l'opérateur au moyen du programme ONBKP.
- 2) L'indication graphique des données en direct pour toute période de 24 heures au moyen du programme OPLO5.
- 3) La liste des données autonomes pour des périodes spécifiées par l'opérateur au moyen du programme OPROF.
- 4) La disposition en tableaux des données en direct et des données autonomes pour toute période de 24 heures au moyen du programme OREPT. Ces tableaux comprenaient les moyennes et les minimums et maximums des périodes de 15 minutes pour chaque variable. Les autres variables pertinentes comme la charge organique, la charge de matières solides dans les décanteurs et la charge superficielle dans les décanteurs étaient également calculées et imprimées.

Le programme ONBKP permettait de transférer sur bande magnétique les moyennes sur 15 minutes stockées dans le fichier en direct. Ceci était nécessaire pour récupérer les données en cas de panne des disques ou du stockage à long terme. Les programmes FORTRAN étaient également copiés sur bandes magnétiques.

Le programme BF224 était un programme spécial qui permettait à l'opérateur de l'usine pilote d'obtenir des lectures directes en millivolts à partir de canaux EA du HP 2240 et 2241. Ces lectures étaient utilisées pour comparer les résultats des capteurs en direct avec les techniques de mesures ordinaires pour l'évaluation et l'étalonnage des instruments.

L'opérateur de l'usine pilote devait inscrire tout commentaire concernant le fonctionnement de l'usine sur un fichier circulaire réservé à cet usage. Ceci permettait de conserver un enregistrement permanent de tout événement relatif à l'exploitation de l'usine et fournissait un emplacement auxiliaire pour les données qui ne pouvaient pas être incorporées dans les autres programmes ou fichiers. Un imprimé de ces renseignements pouvait être facilement obtenu en précisant les dates requises.

3 ÉVALUATION DES INSTRUMENTS

Une fois les capteurs sélectionnés, on a commencé un programme de surveillance à long terme de réaction des instruments dans les conditions de traitement. Les objectifs de cette évaluation étaient:

- a) d'évaluer la justesse et la fidélité des instruments par rapport à des techniques de référence normalisées,
- b) de déterminer les besoins d'entretien, et
- c) de déterminer les besoins d'étalonnage.

Ces évaluations étaient nécessaires pour vérifier que, dans la pratique, les instruments convenaient bien à la collecte de données en direct. La fiabilité des instruments était importante pour l'application de méthodes de régulation des procédés.

Pour déterminer la justesse et la fidélité des instruments en direct, on s'est servi d'un programme de collecte des données permettant la comparaison statistique à une technique de référence normalisée. Le tableau 2 résume la fréquence minimale de collecte des données pour les besoins de la comparaison.

TABLEAU 2 FRÉQUENCE MINIMALE DES PRÉLÈVEMENTS DE DONNÉES POUR L'ÉVALUATION D'INSTRUMENTS

Instrument (fabricant)	Fréquence (par semaine)
MSLM (Monitek)	2
MSBAR (Monitek)	2
OD (pHOX)	2
MSE (Lisle-Metrix)	2
MSA (Monitek)	2
pH (Beckman)	1
Temp. (Rosemount)	1
Débit de liquide (Brooks, Foxboro)	1

3.1 Oxygène dissous

Dans les systèmes aérobie de traitement biologique des eaux usées, l'objectif est de convertir le carbone organique en CO₂ et en nouvelles cellules bactériennes. Dans

les systèmes nitrifiants, on désire également convertir l'azote ammoniacal en azote de nitrate. Ces objectifs exigent une utilisation biologique de l'oxygène. Dans les systèmes à boues activées, l'oxygène nécessaire est normalement fourni par des compresseurs et des diffuseurs immergés ou par des aérateurs mécaniques de surface. Habituellement, on considère qu'il suffit de 1 à 2 mg/L d'oxygène dissous pour permettre l'activité biologique et assurer la performance du procédé. Dans la majorité des cas, c'est l'aération qui représente la plus forte dépense unique d'énergie. Elle a un effet marqué sur les frais d'exploitation de l'entreprise et, dans de nombreux cas, elle est responsable de l'essentiel du budget de l'usine d'épuration. Par conséquent, si l'on réduit au minimum la consommation d'oxygène on minimisera également les coûts énergétiques associés à l'aération. La régulation de l'OD, de façon à minimiser la consommation d'énergie, peut également conduire à une amélioration de la performance du procédé.

Une enquête¹⁰ de 1977 portant sur 30 usines de l'Ontario où l'on utilisait le procédé classique par boues activées, indiquait que les besoins annuels d'électricité représentaient environ 21% des frais totaux d'exploitation ou 58% des coûts totaux d'approvisionnement et d'équipement. En utilisant ces données et en supposant que la régulation de l'OD puisse conduire à une économie de 20% d'électricité, on réaliserait une économie de 4,3% des frais d'exploitation totaux ou une économie annuelle de 11,5% des dépenses d'approvisionnement et d'équipement. Pour ces 30 usines, ceci correspondrait à une valeur totale de 414 500 \$ par an soit une moyenne de 13 820 \$ par an et par usine. Les économies réelles varieraient d'une usine à l'autre, mais en supposant un investissement de 10 000 \$ par usine on peut calculer une période de recouvrement (PR) de:

$$\begin{aligned}
 \text{PR} &= \frac{\text{investissement } (\$)}{\text{économie annuelle } (\$)} \\
 &= \frac{10\,000 \$}{13\,820 \$/\text{a}} \\
 &= 0,72 \text{ an}
 \end{aligned}$$

On peut supposer que le matériel a une espérance de vie d'au moins dix ans. L'investissement initial semblerait donc hautement profitable et il semblerait que l'on soit à l'abri des inexactitudes d'une estimation relativement simpliste des coûts d'investissement et des économies annuelles. Les augmentations annuelles de l'énergie depuis 1977 et les augmentations futures prêchent en faveur de méthodes de régulation de l'oxygène dissous, même dans les usines les plus petites.

La mise en place de méthode de régulation de l'OD exige un capteur convenable pour la mesure en direct de la quantité dissoute. Les figures 8a, 8b et 8c montrent la corrélation de trois analyseurs en direct (pHOX) par comparaison avec un analyseur de laboratoire étalonné YSI modèle 54. Deux sondes ont été situées dans les réacteurs en parallèle de l'usine pilote, une dans chaque réacteur. Le tableau 3 résume la performance des capteurs individuels. Des tests t appariés ont été utilisés pour évaluer la signification de la divergence des données des appareils pHOX par rapport aux données de l'étalon YSI.

TABLEAU 3 PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR L'OD

Capteur	Nombre de données (n)	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne* (mg/L)	Écart significatif par rapport à zéro
1	72	8	-0.12	Oui
2	43	7	-0.02	Non
3	53	5	+0.03	Non

* D'après des tests t appariés à un niveau de 95%.

Ces données montrent que l'instrument s'écartait des résultats de l'électrode de référence YSI dans l'un des trois cas; toutefois la différence moyenne était relativement petite et à peine significative.

Les écarts-types des erreurs des capteurs d'OD ont été évalués au moyen de données appariées. Le tableau 4 résume les résultats par rapport à une électrode de référence ayant un écart-type, S_R , de 0,05 mg/L. Cet écart-type a été indiqué comme étant la valeur la plus probable pour la plupart des systèmes à membrane disponibles dans le commerce⁹. L'écart-type de l'instrument a été déterminé de la façon suivante:

$$S_I = \sqrt{S_M^2 - S_R^2}$$

où: S_I = écart-type calculé de l'instrument
 S_M = écart-type mesuré des différences
 S_R = écart-type du capteur de référence.

Ces estimations de la précision des instruments étaient assez conservatrices, puisque l'on accordait une précision relativement élevée à l'électrode de référence YSI dans chaque cas.

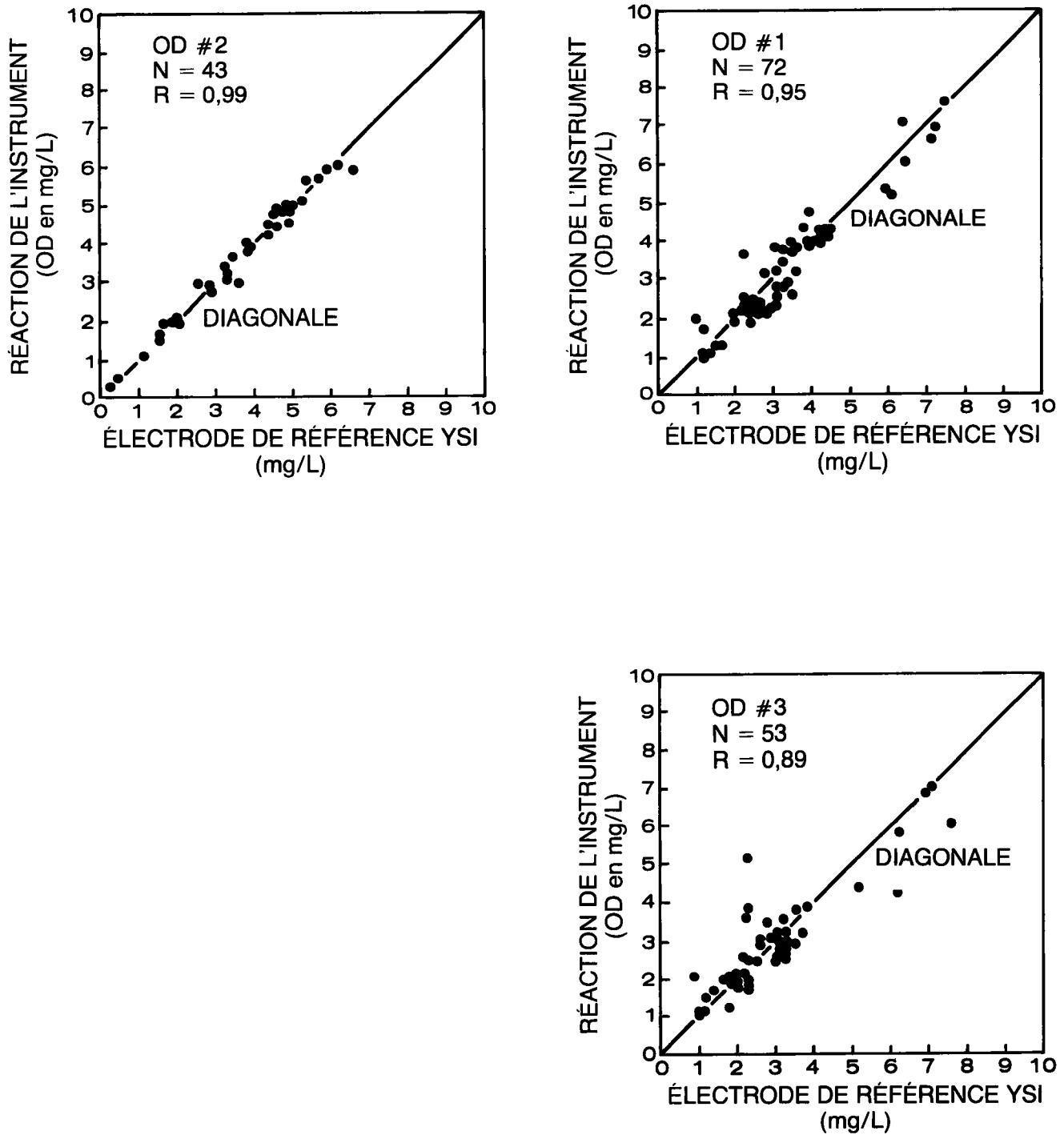


FIGURE 8

RELATION ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS POUR L'OD ET CELLE DE L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE

TABLEAU 4 ÉCARTS-TYPES POUR LES INSTRUMENTS POUR OD

Capteur	n	Écart-type (mg/L)	
		S_R *	S_I
1	72	0,05	0,43
2	43	0,05	0,21
3	53	0,05	0,70

* D'après la référence 12.

On peut s'attendre à un écart-type de l'instrument, S_I , inférieur si S_R est porté à une valeur correspondant à celle de S_I . Après avoir fait cette hypothèse, Sorensen⁷ a évalué les capteurs d'OD de façon statistique et mesuré les valeurs de S_I en utilisant la moyenne de la moitié environ des données signalées au tableau 4.

Quelle que soit la méthode d'analyse, ces instruments ne permettent pas, en usage réel, d'atteindre les spécifications du fabricant, à savoir: une discrimination de 1% de l'échelle ou une justesse de 0,5 %. Il y a lieu de remarquer toutefois que ces capteurs sont généralement fiables et acceptables pour le monitoring et la régulation du procédé en direct.

Le tableau 5 donne la liste des besoins d'entretien et d'étalonnage des trois capteurs d'OD pHOX dont nous avons parlé. D'une façon générale, les difficultés n'ont été constatées que lorsqu'il y a eu un écart entre les lectures de l'électrode et celle de la sonde normalisée YSI immergée dans le liquide mixte ou lorsque la réaction de l'électrode est devenue irrégulière. La cellule d'électrode pHOX était de type à enfichage et elle pouvait être remplacée par une pièce de rechange ayant une garantie d'un an. Il est essentiel qu'une usine possède un stock de cellules de rechange en cas de panne inattendue. Une observation importante faite au CTEU était le fait que le fabricant fournissait les nouvelles électrodes dans une solution de bisulfite de façon à éliminer l'oxygène dissous dans la cellule stockée. En fait, on a constaté que cette solution avait une odeur caractéristique de H_2S après plusieurs mois de stockage. On suppose que le H_2S attaquait la cathode d'argent recouverte d'une membrane. Par la suite, la solution de sulfite a été remplacée par de l'eau distillée.

On a également constaté que, dans le système d'aération de l'usine pilote, il était nécessaire de situer le tube d'aspiration des pompes centrifuges alimentant l'électrode loin des diffuseurs pour éviter de pomper de l'air entraîné. L'air entraîné conduit à

TABLEAU 5 BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS POUR OD DE pH_{OX}

Date (1979)	Problème	Mesure
11 janv.	Performance incohérente	Capteurs 1 et 2 remplacés
22 janv.	Faible réaction à OD élevé (>5)	Capteur 3 réétalonné
23 janv.	Performance incohérente	Capteur 2 remplacé
1 fév.	Faible réaction à OD élevé (>7)	Capteur 3 réétalonné
5 fév.	Faible réaction à OD élevé (6.5)	Capteur 3 réétalonné
8 avr.	Membrane partiellement encrassée	Capteur 1 réétalonné
9 avr.	Ajustement d'après YSI après étalonnage	Capteur 1 ajusté
9 juin	Irrégularités, pompes de recyclage pas fiables	Capteur 3 remplacé
18 juin	Transmetteur/sonde saute à une autre échelle	Capteur 3 arrêté pour la durée des essais
28 août	Dérive du signal	Capteur 1 réétalonné et ajusté
3 sept.	Incompatible avec sonde YSI de référence	Capteurs 1 et 2 réétalonnés et ajustés
10 sept.	Encrassement partiel, débit accru dans la cellule	Capteur 2, membrane nettoyée
12 sept.	Rajustement après nettoyage précédent	Capteur 2 réétalonné et ajusté
16 sept.	Performance irrégulière	Capteurs 1 et 2, membranes remplacées, réétalonnés
17 sept.	Ne parcourt pas l'échelle	Capteur 1 remplacé
15 oct.	Ajustement de l'échelle normale ne parcourt pas l'échelle à l'essai du $K_L a$	Capteur 2 réétalonné

un signal parasité de la sonde. Dans les systèmes en vraie grandeur, l'emplacement et le nombre des sondes sera un facteur important de la détermination précise de la concentration en OD. Il sera très important d'avoir un transfert rapide du liquide mixte vers la sonde pour minimiser l'absorption d'oxygène en transit dans une cellule traversée par le courant.

On a démontré dans les essais de réaération que l'électrode pHOX ne réagissait pas aussi rapidement à la phase de désaération que la sonde YSI, qui a une électrode plus petite, une plus petite capacité d'électrolyte et une membrane de 0,025 mm d'épaisseur, alors que la membrane pHOX est deux fois plus épaisse. En raison de sa taille, l'électrode pHOX est probablement moins apte à suivre les perturbations rapides de la concentration en OD. Ses caractéristiques conduisent à un fonctionnement relativement stable et prolongé qui contrebalance les inconvénients cités, mais ceux-ci doivent être considérés dans l'analyse des états non permanents. Au CTEU, de nouveaux efforts sont dirigés vers la mesure de la réaction de l'instrument.

Considérant les renseignements sur le procédé que l'on peut obtenir du monitoring en direct de l'OD et le potentiel d'économie d'énergie qui en découle, la facilité relative d'utilisation des capteurs d'OD en font une addition très souhaitable aux systèmes biologiques de traitement des eaux usées. On doit cependant reconnaître que cette utilisation exige un placement rigoureux, ainsi qu'une attention et un entretien réguliers pour assurer une économie d'énergie et une amélioration de l'exploitation.

3.2 Matières en suspension dans le liquide mixte et les boues activées recyclées et éliminées

Parmi les trois paramètres importants du procédé qu'il y a lieu de surveiller dans les systèmes à boues activées, citons:

- a) la concentration des matières en suspension dans le liquide mixte du réacteur,
- b) la concentration des matières en suspension dans les boues activées recyclées, et
- c) la concentration des matières en suspension dans les boues activées éliminées.

Ces paramètres doivent être surveillés pour déterminer les charges organiques du procédé, l'efficacité de l'épaississement dans le décanteur secondaire et le taux d'élimination des boues pour obtenir une gestion efficace des matières solides de l'usine. Habituellement, le monitoring est effectué manuellement par filtration, séchage et mesure gravimétrique des matières solides. Ces déterminations manuelles sont longues et généralement limitées à quelques échantillons au hasard ou échantillons composites des écoulements liquides appropriés. Ces déterminations sont souvent suffisantes pour l'exploitation des usines, mais de nombreux renseignements sont perdus du fait d'un échantillonnage et d'une analyse trop peu fréquents. Par exemple, la détermination des quantités de boues éliminées peut être très difficile dans les usines réelles en raison des vastes fluctuations de la concentration, particulièrement dans les cas où une élimination intermittente interrompt le débit des boues de recyclage, ce qui soumet le décanteur à

une charge variable. L'utilisation d'instruments de monitoring des matières en suspension en direct peut fournir un enregistrement continu de la performance de l'usine et, par suite, améliorer la possibilité de régulation de l'exploitation.

On a choisi, pour mesurer la concentration de matières en suspension dans ces écoulements, un capteur Monitek modèle 52-LE CLAM. Au départ, on a procédé à une évaluation rapide d'un capteur situé de façon à surveiller le liquide mixte et d'un autre situé de façon à surveiller les boues activées recyclées. L'objectif de cette évaluation était d'observer la nature du signal et sa précision sans intervenir pour contrôler l'instrument une fois effectué l'étalonnage initial. La durée de l'évaluation a été de quatre semaines.

Les instruments ont été étalonnés indépendamment à l'extérieur du circuit en adaptant un morceau de tuyau opaque d'environ 15 cm de longueur et 5 cm de diamètre intérieur à l'extrémité de la colonne d'échantillonnage. Le tuyau était rempli de liquide mixte ou de boues activées recyclées ayant une concentration en matières en suspension déterminée par gravimétrie. L'échantillon était agité avec un plongeur et l'on répétait les étalonnages pour l'ensemble de l'échelle et pour le zéro, de façon à minimiser les erreurs dues à l'interdépendance. L'étalonnage à zéro était effectué avec de l'eau du robinet ou un effluent filtré.

Après étalonnage, les capteurs étaient placés dans le courant approprié de l'usine pilote. L'essai consistait à comparer la quantité de matières en suspension mesurée au moyen des capteurs à la quantité mesurée par gravimétrie dans des échantillons au hasard. On a effectué quatre ensembles de mesure, chaque ensemble étant constitué de 10 comparaisons entre les données gravimétriques et les données du capteur, ce qui faisait un total de 40 mesures. Étant donné que l'instrument avait un bouton d'amortissement (marche/arrêt) et vu qu'ils étaient du type traversé par le courant, les ensembles de mesure portaient sur chacun des facteurs de l'évaluation indiqués au tableau 6.

Pour estimer la précision en laboratoire possible par échantillonnage manuel et analyse gravimétrique, l'opérateur de l'usine pilote a effectué des mesures en double sur 41 échantillons de boues activées recyclées et 50 échantillons de matières en suspension dans le liquide mixte; les écarts-types pour chaque courant étaient de 81 et 63 mg/L, respectivement. Ces estimations ont été utilisées comme valeurs de référence pour déterminer la précision des capteurs selon:

$$S_{\text{capteur}}^2 = S_M^2 - 2S_R^2$$

TABLEAU 6 CONDITIONS D'ÉVALUATION DES CAPTEURS POUR MATIÈRES EN SUSPENSION

	Amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
Débit au niveau du capteur (L/min)	3,4 6,8	3,4 6,8

où: S_M^2 = variance mesurée de la différence entre les concentrations de matières en suspension déterminées par gravimétrie et par les capteurs,

S_R^2 = variance des mesures de référence effectuées en double au laboratoire,
 = $(0,081 \text{ g/L})^2$ pour les solides en suspension dont les BAR,
 = $(0,063 \text{ g/L})^2$ pour les MSLM.

Comme il n'existe pas de normes acceptables de la concentration connue¹² de matières en suspension, on ne pouvait faire d'estimation de la justesse des capteurs. Comme Sorensen⁷ l'a indiqué, la variance de la technique de référence doit être ajoutée à la variance de la réaction de l'instrument étant donné que, dans ce cas, la technique de référence est utilisée pour étalonner l'instrument.

Les tableaux 7 et 8 présentent la différence moyenne entre les 10 comparaisons appariées et les écarts-types de l'instrument, respectivement, pour les capteurs de matières en suspension dans les BAR. Durant les essais, la concentration de matières en suspension dans les BAR déterminée par gravimétrie était de 6,26 g/L.

Dans le cas des débits élevés et en l'absence d'amortissement du capteur des BAR, il existait une différence et un écart-type de l'instrument plus élevé de façon significative. Cet ensemble d'observation a été fait après réparation d'un composant électronique de l'unité, mais sans réétalonnage, ce qui fait qu'il n'est probablement pas représentatif.

La figure 9 est une courbe de l'ensemble des données montrant la relation générale entre les données de l'instrument et les données de référence. Une nouvelle analyse des données des BAR a été effectuée en utilisant la variance de l'erreur calculée à partir de la somme résiduelle des carrés après régression linéaire des données du capteur

TABLEAU 7 DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES

Débit au niveau du capteur (L/min)	Différence moyenne (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	-0,479	-0,403
6,8	-0,311	-0,978

TABLEAU 8 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES

Débit au niveau du capteur (L/min)	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	0,21	0,32
6,8	0,39	0,19

aux résultats gravimétriques correspondants. Ceci a permis d'éliminer une fraction significative de l'erreur due à un étalonnage médiocre. Les écarts-types de l'instrument calculés en utilisant cette méthode sont réellement des surestimations étant donné que les inexactitudes dans les analyses gravimétriques ne contribuent pas à l'erreur, mais que la variance due à la technique gravimétrique est faible comparée à la variance mesurée.

Le tableau 9 résume les écarts-types après régression pour les quatre ensembles de données. Il apparaît qu'une vaste fraction de l'erreur de l'instrument indiquée au tableau 9 est due à un étalonnage à débit élevé et sans amortissement. On peut conclure, d'après les tableaux 8 et 9, que l'écart-type du capteur de matières en suspension Monitek CLAM 52-LE donne une valeur représentative dans la gamme 0,19-0,39 g/L pour les boues activées recyclées à une concentration d'environ 6,26 g/L. On peut estimer que l'on obtiendra la même précision pour les matières solides des boues activées éliminées. L'amortissement du signal et la variation du débit dans la plage indiquée n'a pas d'effet sensible sur la qualité du signal. Après ajustement de l'étalonnage, il était possible de minimiser les différences entre les données du capteur et les données

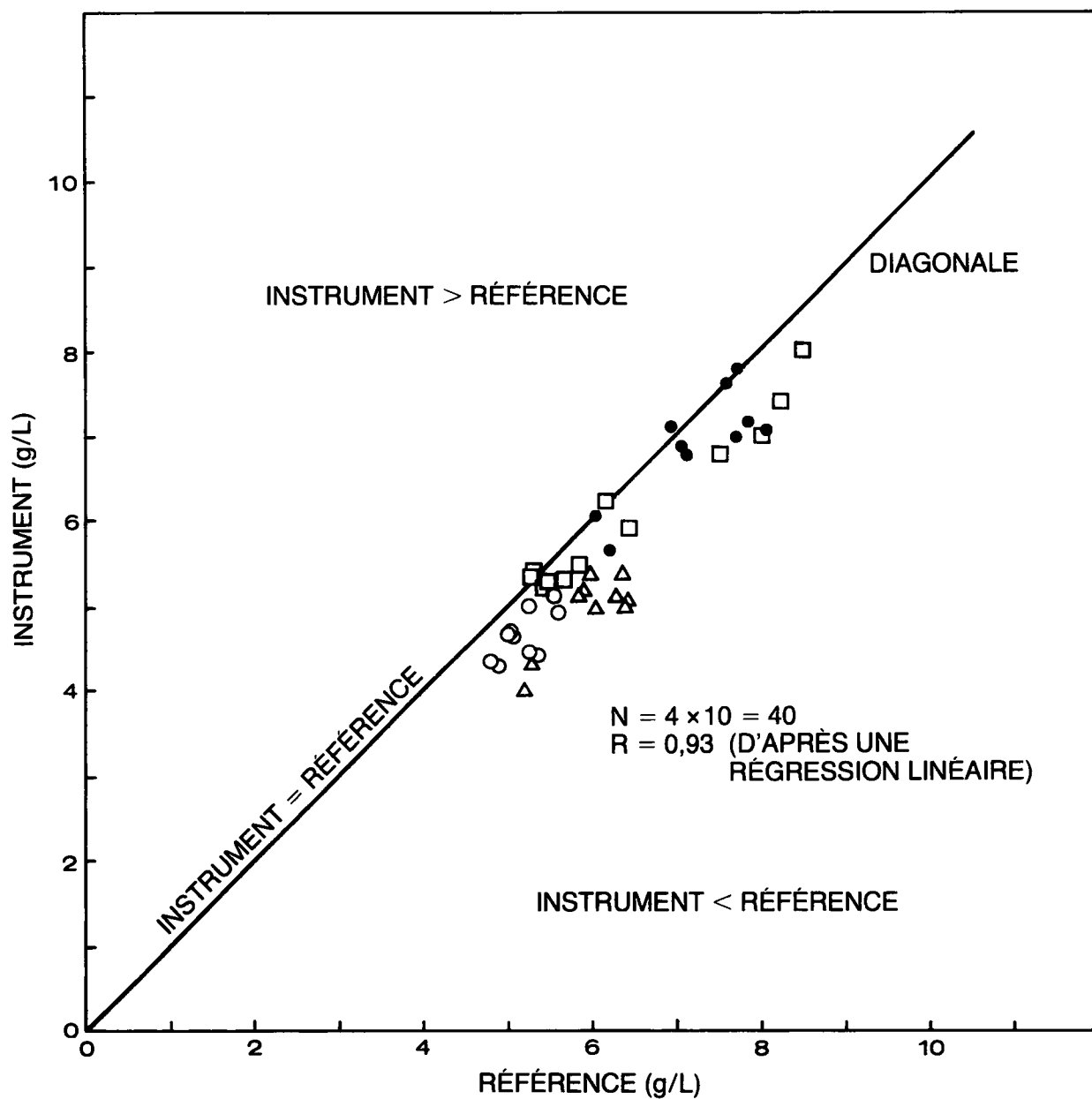


FIGURE 9

ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE D'UN CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES

TABLEAU 9 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS

Débit au niveau du capteur (L/min)	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	0,24	0,26
6,8	0,39	0,28

gravimétriques, de sorte que les différences moyennes ne soient pas statistiquement différentes de 0.

Des analyses similaires ont été effectuées en utilisant le capteur des MSLM. Les résultats figurent aux tableaux 10 et 11. Dans chaque cas, la différence moyenne entre les résultats de la méthode gravimétrique et ceux donnés par le capteur était statistiquement différente d'après le test t apparié; toutefois, la moyenne des différences n'était que de 3,4 g/L. L'écart-type moyen, d'après des données appariées, était de 0,07 g/L ou 2,3% de la moyenne. La figure 10 montre la relation linéaire entre les données du capteur et les données gravimétriques pour les quatre ensembles de mesures prises ensemble.

Les écarts-types de l'instrument pour les quatre ensembles de mesures, d'après la somme résiduelle des carrés après régression, font l'objet du tableau 12. L'écart-type moyen était seulement de 0,09 g/L.

Après les premières analyses décrites ci-dessus, on a commencé un programme de monitoring à long terme. Deux courants de liquide mixte et deux des BAR ont été monitorés au moyen de quatre capteurs Monitek pendant huit mois, d'octobre 1979 à juin 1980. Une sonde était située dans chacun des réservoirs d'aération des usines pilotes en parallèle et dans les conduits de recyclage des boues. Le tableau 13 résume les dates de mise en route et les nombres de données collectées pour chacun des capteurs.

La figure 11 montre la corrélation des données du capteur par rapport aux analyses gravimétriques d'échantillons pris au hasard. À l'exception du capteur MSLM n° 2, les coefficients de corrélation dépassaient tous 0,9. L'inspection des données brutes montre que pour la première moitié, les données du capteur MSLM n° 2 sont toujours plus élevées que les données gravimétriques en raison d'un mauvais étalonnage. Après réétalonnage, la performance de ce capteur était équivalente à celle des trois autres et

TABLEAU 10 DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MSLM

Débit au niveau du capteur (L/min)	Différence moyenne (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	0,155	0,055
6,8	0,133	0,064

TABLEAU 11 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES

Débit au niveau du capteur (L/min)	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	*	*
6,8	0,07	0,06

* Impossible à calculer.

TABLEAU 12 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS

Débit au niveau du capteur (L/min)	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	0.065	0.044
6.8	0.117	0.116

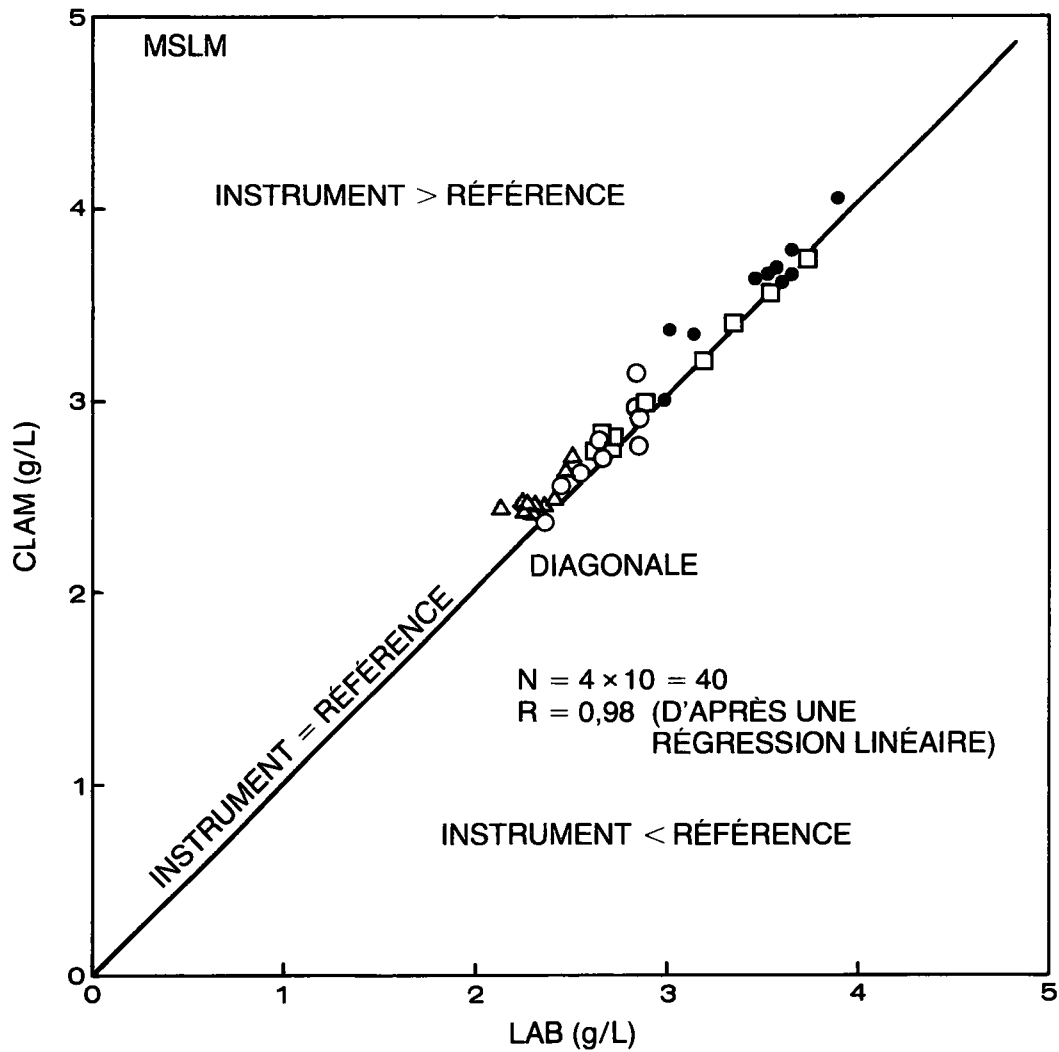


FIGURE 10

ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE

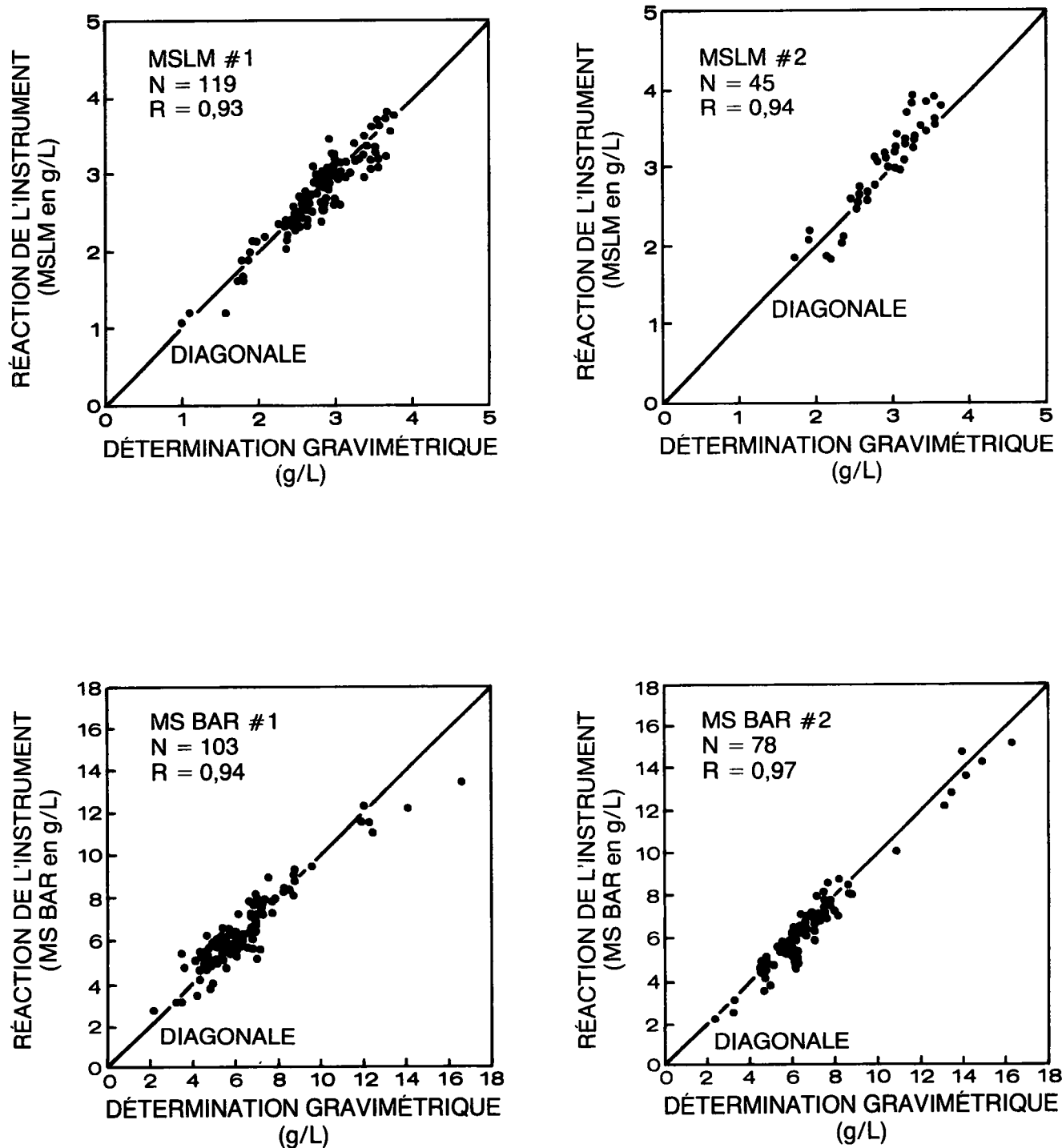


FIGURE 11

RELATION ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES

TABLEAU 13 DURÉE DE MONITORING ET NOMBRE DE COMPARAISONS DE DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET DE DONNÉES DES CAPTEURS DE MATIÈRES MONITEK

Capteur	Date (j/m/a)	Nombre de données
MSLM n° 2	07/12/79 - 12/6/80	86
MSBAR n° 2	07/12/79 - 12/6/80	78
MSLM n° 1	17/10/79 - 12/6/80	119
MSBAR n° 1	17/10/79 - 12/6/80	103

montrait une corrélation relativement élevée ($r=0,94$) par rapport aux résultats gravimétriques. Les données de ce capteur après réétalonnage sont celles que nous avons utilisées dans les analyses qui suivent.

Des données appariées provenant de la gravimétrie et des capteurs ont été utilisées pour évaluer si la différence entre les procédures de mesure était significative. Le pire cas correspond à la différence moyenne de 0,29 g/L pour le capteur MSBAR n° 2. Considérant que la concentration de matières en suspension dans les BAR est d'environ 7,0 g/L, la différence moyenne est de 4,1 % de la valeur absolue dans le pire cas. Bien que deux des quatre capteurs montrent des différences moyennes significatives par rapport aux résultats de référence gravimétriques, les différences sont tout à fait marginales en pratique.

Les écarts-types de la série de mesures en double faite au laboratoire qui étaient de 81 mg/L pour les BAR et 63 mg/L pour les MLSM ont été utilisés à nouveau comme erreur de référence. Les résultats sont indiqués au tableau 14. Il est clair que l'écart-type de l'instrument est beaucoup plus faible dans le cas des mesures des matières en suspension dans le liquide mixte que dans le cas des matières en suspension dans les boues activées recyclées. L'écart-type calculé pour l'instrument des BAR est plus élevé de façon significative que le niveau précédemment prévu d'après les données appariées des essais à court terme. Quatre facteurs peuvent contribuer à cette variabilité accrue:

- 1) erreurs d'échantillonnage pour les matières en suspension dans les BAR (les MSBAR variaient de façon significative avec la rotation du racloir du décanteur);
- 2) dérive accrue de l'instrument au cours de longues périodes de fonctionnement;
- 3) inexactitude de l'étalonnage en raison de l'absence d'étalon véritable et aussi de l'interaction entre le zéro de l'instrument et l'échelle totale;
- 4) variance accrue de la mesure avec l'augmentation de la concentration.

TABLEAU 14 PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION (LM ET BAR)

Capteur	Nombre de données	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne (g/L)	Différence significative par rapport à zéro $P_{0,05}$	S_I (g/L)
MSLM n° 1	119	9	-0,01	Non	0,17
MSLM n° 2	45	7	+0,10	Oui	0,20
MSBAR n° 1	103	9	+0,09	Non	0,80
MSBAR n° 2	78	7	-0,29	Oui	0,58

On a pris des précautions pour obtenir un étalonnage efficace de l'instrument, mais des augmentations inacceptables de l'effort seraient nécessaires pour des améliorations très faibles des résultats. Sorensen⁷ a fait des observations similaires lors de son évaluation des capteurs de matières solides dans une grande usine pilote au Danemark.

Les concentrations de matières en suspension dans les BAR sont plus difficiles à mesurer manuellement que les MSLM en raison des caractéristiques variables du courant de fond du second décanteur. La concentration dans le courant de fond dépend du débit, du mécanisme d'entraînement du racloir et des caractéristiques des boues et des boues flottantes. Au niveau de l'usine pilote, on a observé que le mécanisme du racloir avait un effet significatif sur la concentration dans le courant de fond, la quantité de matières variant de façon sinusoïdale avec la même période que le mécanisme d'entraînement du racloir (0,5 tr/min). La figure 12 montre la variabilité de la concentration du courant de fond échantillonné en utilisant le mini-ordinateur HP-1000 à des intervalles de temps de 5 secondes. Chaque pic correspond à peu près exactement à un intervalle de 2 minutes, en phase avec une révolution du racloir. On a pu montrer que l'oscillation de la concentration du courant de fond était synchrone avec l'entraînement du racloir. Ce qu'il importe de noter, c'est que les matières des BAR varient de façon significative au cours d'une période de temps assez courte, ce qui complique la difficulté d'échantillonnage manuel pour obtenir la même concentration que celle observée par le capteur. Par conséquent, la précision relative de 10% est une estimation conservatrice de la performance du capteur.

L'importance du choix d'un intervalle approprié d'échantillonnage est démontrée par l'examen de la figure 12. Si l'on utilise une fréquence d'échantillonnage de 2 minutes, on ne pourra observer que les pics de l'enregistrement continu. C'est là une

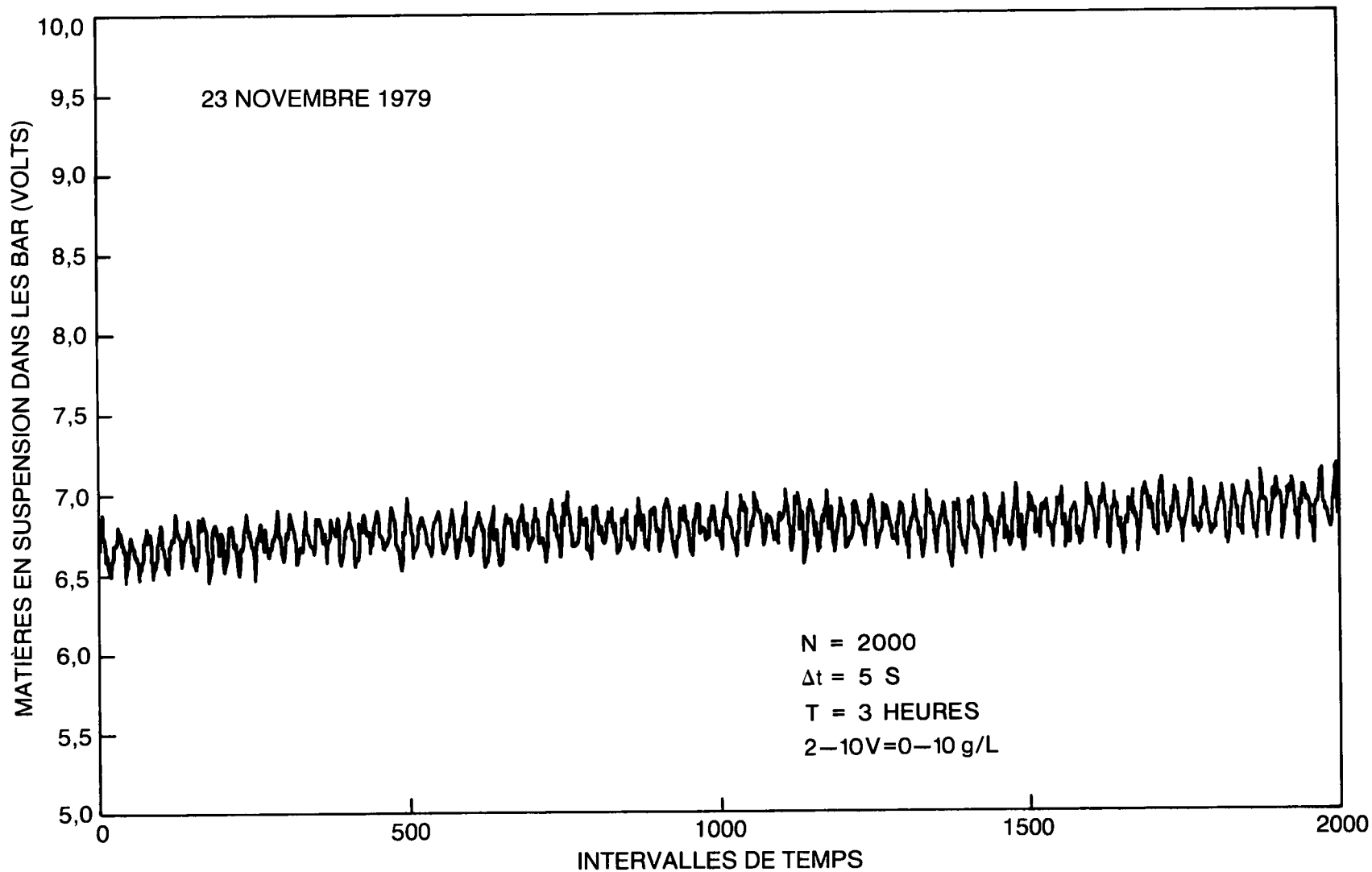


FIGURE 12 VARIABILITÉ DE LA CONCENTRATION DANS LE COURANT DE FOND DU DÉCANTEUR ÉCHANTILLONNÉ TOUTES LES 5 SECONDES

source potentielle d'erreur inhérente à tous les traitements numériques discrets des signaux en temps réel¹³. Dans le cas de ce système à l'échelle pilote qui possède un entraînement de racloir relativement rapide, il serait nécessaire d'échantillonner au moins toutes les 30 secondes pour recréer le véritable signal correspondant aux matières en suspension dans le courant des BAR et éviter toute erreur d'échantillonnage. Bien entendu, des décanteurs grandeur réelle se comporteront différemment, mais là encore la vitesse du racloir et les caractéristiques des boues flottantes influenceront les caractéristiques du courant de fond.

Le tableau 15 résume les besoins d'étalonnage et d'entretien des quatre capteurs Monitek CLAM 52-LE situés dans le système d'usine pilote en parallèle. Ces capteurs sont des appareils mécaniquement fiables ayant peu besoin de réparation. Il est essentiel toutefois de disposer d'un stock de pièces de rechange pour effectuer rapidement les réparations des parties défectueuses. Il fallait beaucoup moins de travail pour maintenir l'étalonnage de l'instrument que pour effectuer l'entretien. La caractéristique d'auto-nettoyage était tout à fait satisfaisante et elle éliminait le nettoyage manuel. Il serait souhaitable d'avoir un meilleur étalonnage et une plus grande précision pour ces instruments, mais les problèmes inhérents à la mise en relation des mesures photométriques et des mesures gravimétriques s'opposeront toujours à l'amélioration des résultats. On a observé au cours du temps que les capteurs donnant des lectures satisfaisantes à un niveau de concentration ne donnent pas des résultats satisfaisants à des concentrations plus basses ou plus élevées. Celles-ci exigent un réétalonnage. Normalement, il n'y a pas de variation rapide et importante de la concentration de matière en suspension dans le liquide mixte; tandis qu'elles peuvent se produire dans le cas des matières en suspension dans les boues recyclées en raison des variations de la charge du décanteur, du débit du courant de fond ou des méthodes d'élimination des boues. Les méthodes d'étalonnage en direct doivent être étudiées et perfectionnées.

3.3 Matières en suspension dans l'effluent

La fonction clarification du séparateur solide-liquide des systèmes à boues activées est essentielle au maintien d'une qualité acceptable de l'effluent. Dans les systèmes à boues activées bien conçus et bien utilisés, la DBO_5 de l'effluent filtré n'est habituellement qu'une faible fraction de la DBO_5 de l'effluent total, en raison de la perte de matières biologiques dans l'effluent. L'absence de séparateur solide-liquide peut entraîner des pertes importantes de matières solides dans l'effluent. Ces facteurs montrent l'importance d'une mesure efficace de la quantité de matières en suspension

TABLEAU 15 BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS MONITEK CLAM 52-LE POUR MATIÈRES EN SUSPENSION*

Date j/m/a	Problème	Mesure
24/10/79	Capteur 1, cellule photo défectueuse	Remplacée
15/11/79	Capteur 2, faible signal	Étalonnage ajusté de 200 mg/L
10/3/80	Capteurs 2 et 4 "dérivent", Capteur 1 commence à dériver	Capteurs 1, 2, 4 réétalonnés
24/3/80	Capteur 3 donne constamment un signal élevé	Capteur 3 réétalonné
5/5/80	Capteur 1, signal trop fort, "dérive"	Capteur 1 réétalonné
27/5/80	Capteur 4, signal trop fort, "dérive"	Capteur 4 réétalonné
6/6/80	Capteur 4, signal trop fort, "dérive"	Capteur 4 réétalonné
7/7/80	Capteur 1, impossible d'atteindre le zéro à l'étalonnage	Capteur 1 remplacé par capteur de rechange
7/7/80		Capteur 3 réétalonné
7/7/80		Capteur 2 réétalonné, joint de nettoyage remplacé
28/7/80	Capteur 1 imprécis aux faibles valeurs	Capteur 1 réétalonné

* Capteur 1 désigne MSBAR n° 1
 Capteur 2 désigne MSLM n° 1
 Capteur 3 désigne MSBAR n° 2
 Capteur 4 désigne MSLM n° 2

dans l'effluent pour les besoins de la surveillance et de la régulation. La régulation du temps de séjour des matières solides (TSM) exige également la mesure précise des matières perdues non intentionnellement dans l'effluent pour calculer le bilan massique nécessaire à la régulation.

Pour comparer quatre capteurs de turbidité photométrique, on a procédé à un essai de deux semaines. Trois de ces capteurs (Lisle-Metrix DRT 285, Eur Control MEX2-FAK100, Hach Surface Scatter 5) étaient du type traversé par le courant, tandis que l'un (Monitek CLAM 53) était du type auto-nettoyant. Les capteurs étaient montés en série sur le conduit de l'effluent de l'usine pilote. La turbidité a été reliée à la quantité de matière en suspension, déterminée par analyse gravimétrique, pour juger les appareils. L'un d'eux (Eur Control) ne convenait pas à l'échelle de l'usine pilote parce qu'il exigeait des débits beaucoup plus élevés pour empêcher la formation de biofilms sur les surfaces

optiques. Pour alimenter les capteurs, on a utilisé une pompe rotative à engrenages. Cette pompe permettait de disperser les floccs importants présents dans l'effluent du décanteur.

Pour les trois capteurs restants, on a observé des corrélations similaires entre la réaction de l'instrument et les résultats de l'analyse gravimétrique. Les trois appareils avaient des coefficients de corrélation supérieurs à 0,95. En se fondant sur la facilité d'étalonnage, la disponibilité et le prix, on a choisi le capteur Lisle-Metrix DRT 285 pour l'utilisation subséquente dans l'usine pilote.

L'étalonnage initial de l'instrument était pénible. Pour l'étalonnage, on recirculait constamment des eaux usées contenant initialement environ 100 mg/L de matières en suspension; toutefois, on a constaté deux difficultés. D'abord, les matières solides avaient tendance à adhérer aux surfaces du bassin de recirculation. Deuxièmement, on suppose que la granulométrie des particules évoluait au cours de l'étalonnage, en raison de la dispersion permanente occasionnée par la pompe de circulation. On estime que ces facteurs étaient responsables d'une dérive de l'instrument pendant le temps nécessaire à la stabilisation et à l'étalonnage. On a constaté également que de grandes modifications dans le réglage de l'échelle totale interféraient avec le calage de zéro, que nécessitait des modifications répétées de l'étalonnage. Pour toutes ces raisons et pour économiser du temps, on décida de se reporter à une corrélation linéaire entre l'instrument et les résultats gravimétriques plutôt qu'à une correspondance 1/1.

La figure 13 montre la comparaison entre les lectures du capteur DRT 285 et les résultats de l'analyse gravimétrique pour la période d'évaluation préliminaire de deux semaines. Durant cette période, une pompe assurait un débit d'effluent du décanteur secondaire de 2 L/min dans l'instrument. Le décanteur a été utilisé avec toute une gamme de charges et de taux de recyclage pour modifier la quantité de matières en suspension dans l'effluent. Cette modification était difficile, mais la figure 13 montre que l'on a obtenu une vaste gamme de réactions du procédé. On a ainsi obtenu une réaction linéaire avec un taux de corrélation élevé ($R = 0,96$) entre les résultats donnés par le capteur et ceux de l'analyse gravimétrique, pendant la période de deux semaines. Il est clair que les données ne sont pas distribuées de part et d'autre de la diagonale. Un test t sur des données appariées a montré une différence significative entre les résultats de l'instrument et ceux de l'analyse gravimétrique comme on pouvait s'y attendre vu la procédure d'étalonnage suivie.

Le fidéité de l'instrument a été déterminée par la somme résiduelle mesurée des carrés à partir de la régression linéaire des données figurant à la figure 13. Ceci a

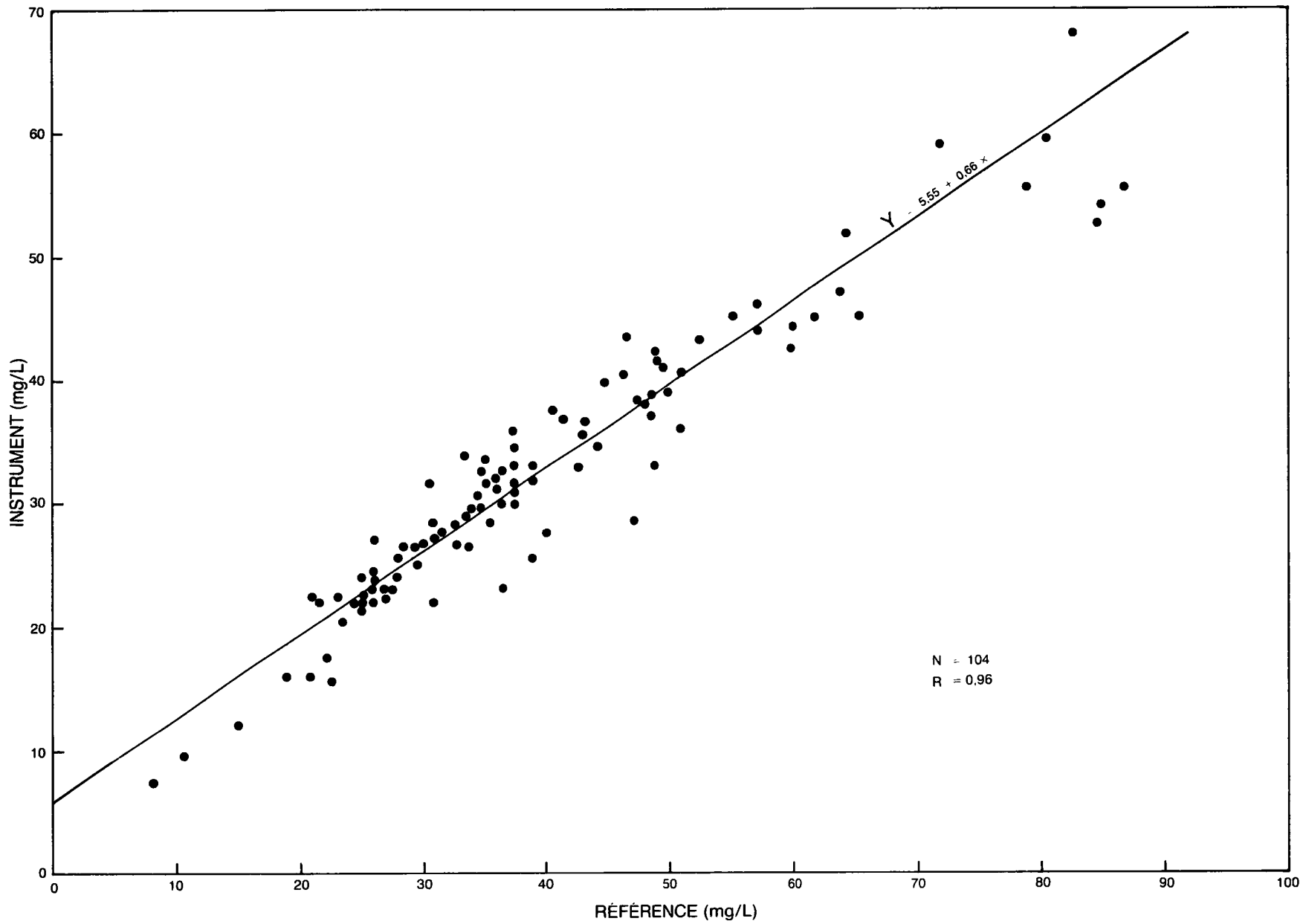


FIGURE 13 ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES EFFLUENTS

conduit au calcul d'un écart-type de l'instrument de 3,5 mg/L. Cette erreur est dans les limites de répétabilité données par le fabricant. L'écart-type de 2,1 mg/L de la méthode de référence gravimétrique a été déterminé de façon indépendante à partir d'un ensemble de 118 mesures en double obtenu pendant une période de trois semaines en février 1979.

Après la période d'évaluation préliminaire de deux semaines, des turbidimètres DRT 285 furent installés pour surveiller les trop-pleins des décanteurs primaires de chacune des deux usines pilotes en parallèle. La figure 14 montre les résultats obtenus durant les périodes de neuf et sept mois avec ces capteurs. Le tableau 16 résume les résultats de l'évaluation à plus long terme basée sur des données appariées et une analyse de régression linéaire. L'écart-type de l'instrument pour les capteurs DRT 285 de mesure des matières en suspension dans l'effluent a été calculé de trois façons distinctes:

- i) au moyen de l'écart-type de référence déterminé au laboratoire qui était de 2,1 mg/L.
- ii) au moyen de l'écart-type de référence de 5,2 mg/L déterminé d'après la section 208 D des Standard Methods¹².
- iii) au moyen de la variance résiduelle calculée après avoir établi la relation linéaire entre les données de l'instrument et les résultats de l'analyse gravimétrique.

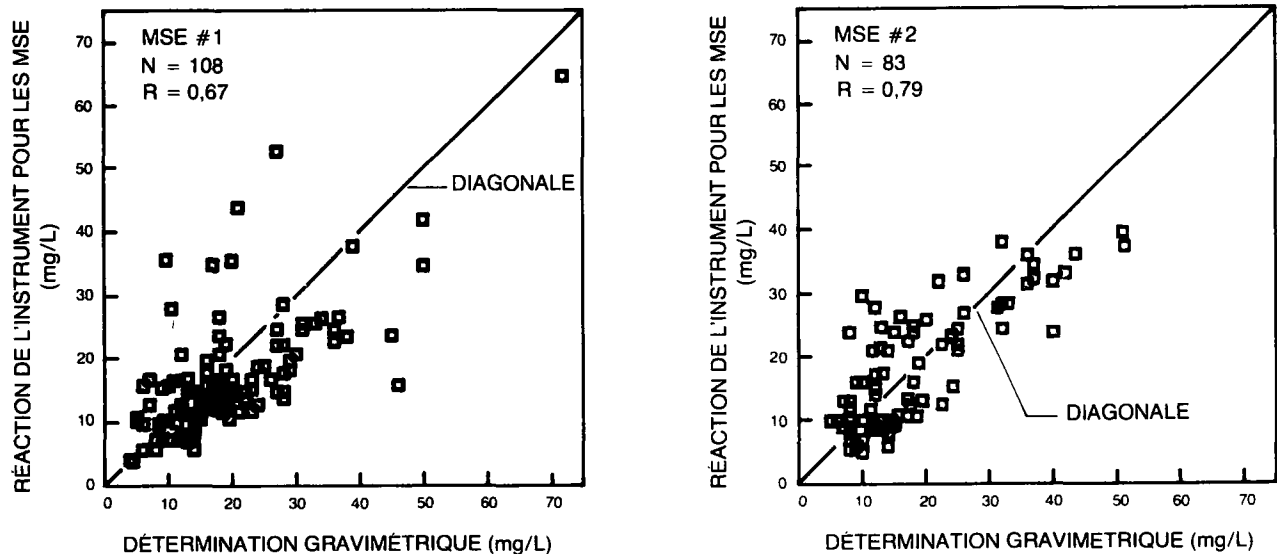


FIGURE 14 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE

TABLEAU 16 PERFORMANCE DES CAPTEURS DE MESURE DES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT

Capteur	Nombre de données	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne (mg/L)	Différence significative par rapport à zéro, $P_{0,05}$	S_I^* (mg/L)	S_I^{**} (mg/L)	S_I^{***} (mg/L)
MSE n° 1	108	9	2	Oui	8	5	7
MSE n° 2	83	7	0	Non	6	non mesurable	6

- * basé sur un écart-type de référence de 2,1 mg/L déterminé à partir des essais en laboratoire du CTEU.
- ** basé sur un écart-type de référence de 5,2 mg/L déterminé selon les Standard Methods, Section 208D¹².
- *** basé sur une analyse par régression.

On a choisi ces divers modes de calcul pour obtenir une estimation de la gamme des valeurs S_1 à laquelle on pouvait s'attendre en utilisant les diverses estimations de la variance de référence. Les résultats de la régression linéaire et ceux du laboratoire étaient en étroit accord, tandis que les résultats des Standard Methods conduisaient à une sous-estimation de l'erreur de l'instrument dans au moins un cas. Dans l'ensemble, il semble possible d'obtenir un écart-type moyen de l'instrument d'environ 5 mg/L sur une période de plusieurs mois. La différence moyenne entre les résultats donnés par le capteur et ceux de l'analyse gravimétrique sont statistiquement significatifs (tableau 16) dans un cas, mais la différence était faible, puisqu'elle n'était que de 2 mg/L.

Il convient de relier avec prudence les mesures photométriques des matières en suspension et les mesures gravimétriques de celles-ci, en raison des fluctuations dans la taille, la forme et les propriétés optiques des particules¹². Dans la présente étude, des matières en suspension floculées par des moyens biologiques ont été utilisées pour l'étalonnage, mais ceci ne garantit pas un étalonnage exact permanent. Avec le temps, on sait que les caractéristiques des particules se modifient en raison de la dispersion des floccs ou de la formation de micro-organismes filamenteux. Ces changements n'ont pas été quantifiés dans la présente étude et leur effet sur les mesures photométriques reste inconnu.

Considérant la quasi égalité entre l'écart-type estimé de l'instrument et l'écart-type fourni par les Standard Methods¹² pour les matières mesurées par des moyens gravimétriques, l'instrument devrait être utile pour mesurer de façon continue la quantité de matières en suspension présentes. D'après les résultats, il est clair que les données photométriques et gravimétriques sont indentiques si l'on considère la moyenne à long terme, mais qu'il peut exister des écarts instantanés entre les deux techniques d'analyse. En moyenne, l'instrument photométrique peut donner des renseignements valables sur le procédé, du point de vue de l'exploitation de l'usine, et il peut aider à calculer un bilan massique continu pour l'ensemble du système.

Les analyseurs de matières en suspension dans l'effluent exigeaient un entretien relativement fréquent. L'absence de mécanismes d'auto-nettoyage exigeait le remplacement fréquent ou le nettoyage des cellules parcourues par le courant. Le tableau 17 résume la fréquence de remplacement des cellules et d'étalonnage des deux capteurs. Pendant les périodes de forte humidité ambiante, la condensation sur la surface extérieure de la cellule était également un problème difficile à prévenir avec cet instrument.

TABLEAU 17 BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES TURBIDIMÈTRES LISLE-METRIX DRT-285

Date	Besoin
7/1/80	Cellules remplacées et capteurs réétalonnés
30/1/80	Capteur 1, étalonnage ajusté
27/2/80	Capteurs 1 et 2, réétalonnés
5/3/80	Capteur 1, cellule remplacée
7/3/80	Capteur 2, cellule remplacée
25/3/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
2/4/80	Capteurs 1 et 2, cellules nettoyées
28/4/80	Capteur 1, cellule remplacée
5/5/80	Capteur 2, cellule remplacée; capteur 1, cellule nettoyée
15/5/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
22/5/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
2/6/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
18/6/80	Capteur 2, cellule remplacée
15/7/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
28/7/80	Capteur 1, cellule remplacée
11/8/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
25/8/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
1/9/80	Capteur 1, cellule remplacée
2/9/80	Capteur 2, cellule remplacée
15/9/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
22/9/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
20/10/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées

3.4 Matières en suspension dans l'affluent

Un analyseur auto-nettoyant de matières en suspension Monitek 53-LE a été installé pour surveiller la quantité de matières présentes dans l'effluent du décanteur primaire alimentant l'usine pilote. La figure 15 montre la relation entre les données de l'instrument et les données gravimétriques pour une période d'essai de deux semaines. On voit que la relation linéaire présente un coefficient de corrélation de 0,84. On ne s'attendait pas à obtenir une correspondance parfaite entre les données de l'instrument et

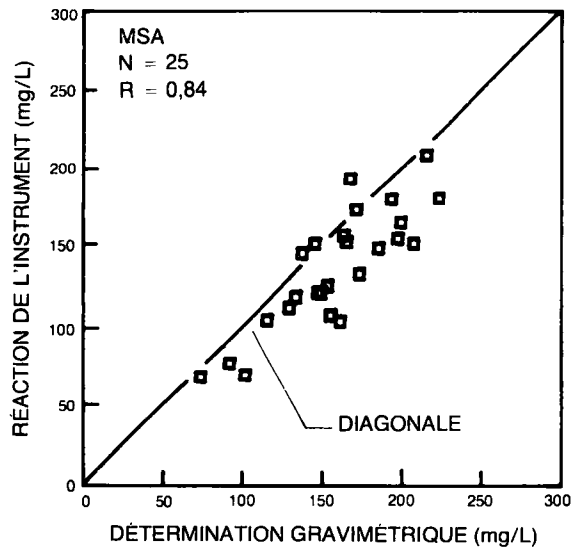


FIGURE 15 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT

les résultats gravimétriques, puisqu'on l'utilisait directement tel qu'il nous était parvenu du fabricant, sans étalonnage. L'analyse des différences entre les observations et une régression linéaire ajustée passant au milieu des données a fourni un écart-type de l'instrument de 20 mg/L de matières en suspension, en comparaison avec un écart-type de référence de 4,6 mg/L déterminé à partir de mesures gravimétriques de la quantité de matières en suspension dans l'effluent primaire au CTEU.

3.5 Débits d'alimentation et de recyclage

Les débits d'alimentation et de recyclage à l'usine pilote étaient enregistrés au moyen de débitmètres magnétiques. Ces appareils fonctionnent sur le même principe que les instruments plus grands, mais en réalité ils leur ressemblent peu au point de vue taille. Chaque instrument était évalué périodiquement en mesurant le débit réel au moyen d'un seau et d'un chronomètre. Les résultats des comparaisons pour quatre débitmètres différents sont donnés à la figure 16. Chaque instrument était en corrélation étroite avec le débit mesuré par la méthode de référence; la corrélation la plus faible étant de 0,98. Le tableau 18 donne les différences moyennes entre l'instrument et la méthode de référence et les écarts-types calculés pour les quatre débitmètres magnétiques utilisés. La valeur de la différence la plus importante, 0,2 L/min, représente 2,9% du débit moyen de 6,8 L/min pendant toute la période. Tous les débitmètres étaient construits pour des

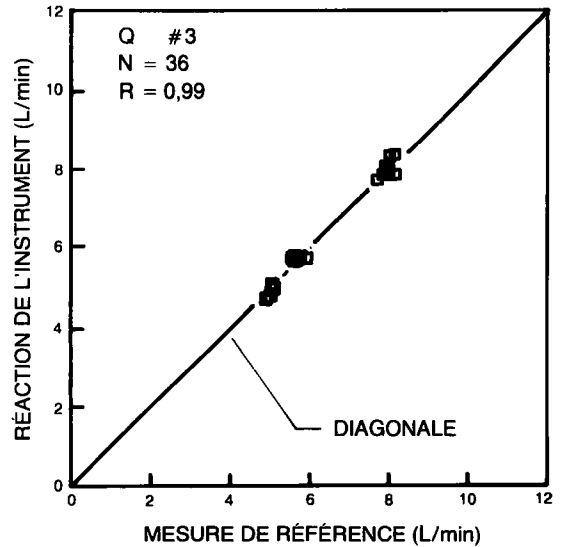
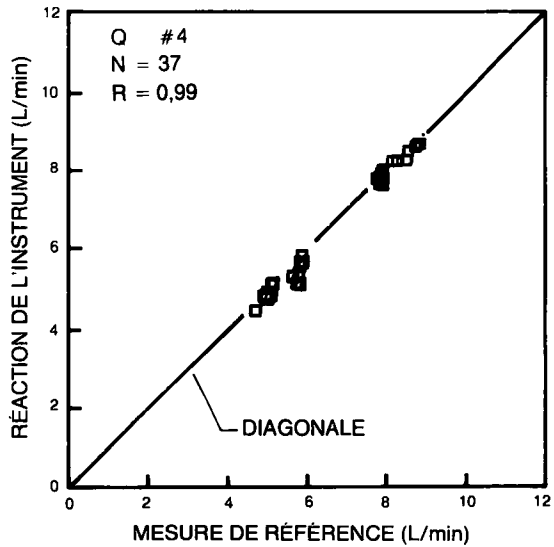
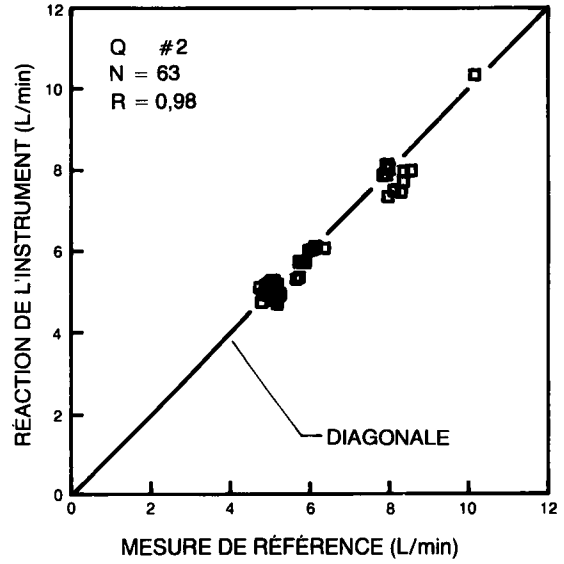
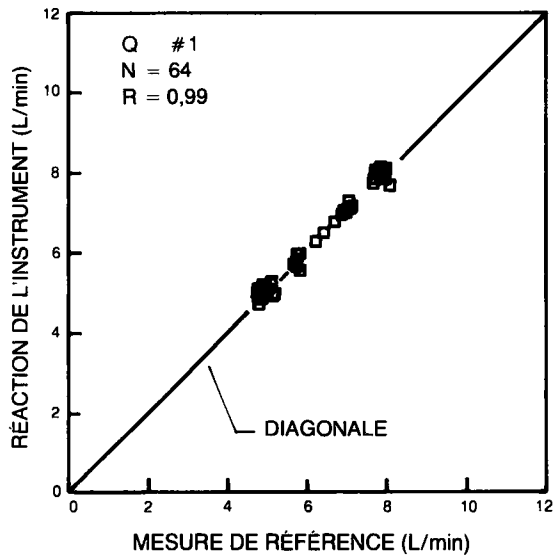


FIGURE 16 RELATION ENTRE LA RÉACTION DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES ET LES MESURES DE RÉFÉRENCE (VOLUME/TEMPS)

TABLEAU 18 RENDEMENT DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES

Capteur	Nombre de données	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne (L/min)	Différence significative par rapport à zéro $P_{0,05}$	S_1 (L/min)
Q n° 1	64	5	0.05	Oui	0.14
Q n° 2	63	5	0.10	Oui	0.25
Q n° 3	36	4	0.01	Non	0.13
Q n° 4	37	4	0.20	Oui	0.18

débites maximums de 45 L/min, mais on avait modifié l'échelle pour obtenir une déviation complète à 12 L/min.

Les écarts-types calculés étaient basés sur les résidus après ajustement des données à une ligne droite, ce qui minimisait la contribution de l'erreur due à un étalonnage de moindre qualité. La précision relative est d'environ 3,7% du débit moyen dans le pire des cas et 2,5% si on se base sur la moyenne des valeurs de S_1 . Aux débits absolus plus élevés, ces valeurs seraient dans les limites des spécifications du fabricant.

Étant donné qu'il existait des débitmètres magnétiques au CTEU, on n'a pas considéré d'autres types de capteurs pour l'usine pilote. Parmi les autres capteurs existant de mesure de débit en canalisation fermée citons les capteurs à chute de pression et les capteurs à ultra-sons. Il existe également un certain nombre de débitmètres de canal ouvert. Russell¹⁴ a récemment fait un résumé de certains des avantages et des inconvénients des divers types de débitmètres, en mentionnant les exigences relatives à l'étalonnage et à l'entretien. Le débit est peut-être le paramètre le plus important des usines d'épuration des eaux usées. Une installation, un entretien et un étalonnage soignés sont donc essentiels pour garantir la qualité des mesures de débit. L'évaluation des débitmètres à l'échelle pilote ne donne guère de renseignements sur le comportement des appareils des usines grandeur réelle, étant donné les variations dues à l'utilisation de la totalité de l'échelle et les différences du milieu ambiant. Une des considérations importantes est la possibilité de vérifier l'étalonnage de l'instrument lorsqu'on utilise la totalité de l'échelle. La méthode du seau et du chronomètre n'est pas toujours possible en grandeur réelle, mais il existe toutefois d'autres possibilités:

- i) comparaison des courbes de débit des pompes, ce qui a l'avantage supplémentaire de permettre la vérification des pompes en même temps;

- ii) détournement du courant vers d'autres débitmètres;
- iii) somme des débits de tous les courants au moyen de débitmètres totalisateurs;
- iv) techniques de dilution de traceurs;
- v) utilisation de réservoirs de secours ou temporairement disponibles pour mesurer le volume en fonction du temps (méthode identique à celle du seau et du chronomètre).

Seule la méthode v) est exempte de défaut, mais elle n'est que rarement possible. Ces facteurs démontrent que des instruments pour la mesure du débit qui peuvent être enlevés pour réétalonnage complet sont fortement recommandés pour des usines à grandeur réelle.

3.6 Température

La température a été surveillée en utilisant un capteur de température à résistance monté de façon à être traversé par le courant. Nous n'avons enregistré aucun problème avec ce type d'appareil de surveillance et l'on a obtenu des mesures très précises ($\pm 0,02$ °C) de la température (figure 17).

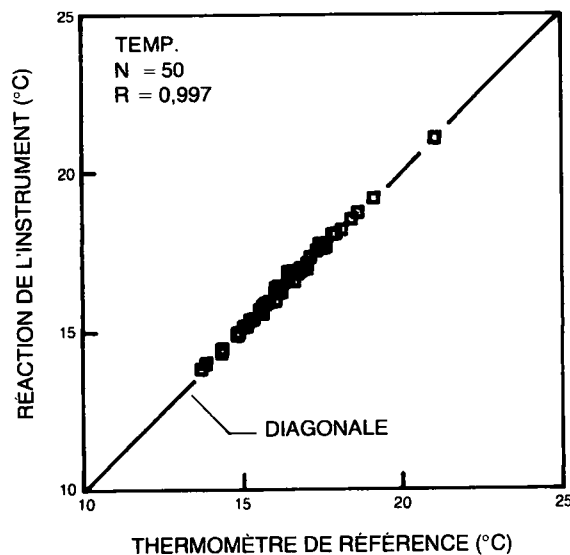


FIGURE 17 RELATION ENTRE LE CAPTEUR DE TEMPÉRATURE À RÉSISTANCE ET LE THERMOMÈTRE DE RÉFÉRENCE

3.7 Carbone organique filtrable (COF)

Comme méthode d'analyse du COF, nous avons choisi le principe de l'oxydation à basse température par le persulfate et l'ultraviolet, mise au point par Goulden^{15,16}.

Avec l'effluent secondaire, des problèmes constants de bouchage du tube de l'instrument en raison de l'accumulation de biofilms et de cristaux de persulfate ont constamment gêné l'analyse. Parmi les autres problèmes rencontrés citons l'humidité et la condensation dans le tube à gaz de l'analyseur infrarouge et des arrêts dus à des surpressions ou à des surchauffes. On a également noté deux pannes de la lampe et de l'alimentation en énergie. Après plusieurs mois de fonctionnement insatisfaisant, on a demandé au fabricant de résoudre ces problèmes. Après qu'il ait réglé l'interrupteur de surpression et nous ait conseillé de modifier le système de refroidissement à air de la lampe UV, nous n'avons plus eu de problèmes de pression et de température. Par la suite, le CTEU a décidé d'utiliser un condenseur à eau froide pour éliminer l'humidité dans l'appareil infrarouge et pour améliorer l'étalonnage. L'acidification de l'échantillon au filtre continu à ruban de papier a permis d'éliminer l'accumulation microbienne et l'encrassement du tube d'alimentation. On en a conclu que ces accumulations, partiellement dues à des croissances bactériennes, dans le tube avant l'acidification au niveau du filtre, était responsable des problèmes de bouchage en aval. Un filtre à ruban de papier à pores de 52μ (Technicon) a été situé en série avec le Foxfilter pour améliorer l'élimination des matières en suspension. Après ces efforts, l'analyseur a fonctionné correctement dans le dosage de l'effluent secondaire moyennant une dépense approximative de 0,5 à 1,0 journée-personne semaine pour l'étalonnage et l'entretien systématique, notamment le changement des tubes, l'apport de produits chimiques et le changement de la bouteille d'oxygène. Avec cet instrument, le pré-traitement de l'échantillon est essentiel si on veut l'utiliser efficacement.

La figure 18 résume les résultats obtenus avec l'analyseur en direct de COF pendant cinq jours de fonctionnement au cours d'une période d'un mois. En se basant sur des données appariées, la différence moyenne entre l'instrument en direct et l'analyse de référence (analyseur Beckman Model 915) était de 1 mg/L avec un écart-type de l'instrument de 1,2 mg/L. Moyennant un conditionnement approprié de l'échantillon et un entretien soigné, cette méthode analytique peut donner des renseignements valables sur le fonctionnement. Il semble donc que cet instrument puisse être utilisé pour surveiller le COF de l'effluent primaire (affluent); toutefois, ceci n'a pas encore été essayé avec les modifications de conditionnement de l'échantillon mentionnées ci-dessus.

Une quantité limitée de données sur le COF de l'affluent avant les modifications de l'instrument est donnée à la figure 19. On voit immédiatement que la réaction de l'instrument était généralement inférieure à celle de l'instrument de référence Beckman, bien qu'on y constate une relation linéaire. Les difficultés d'entretien (bouchage, panne

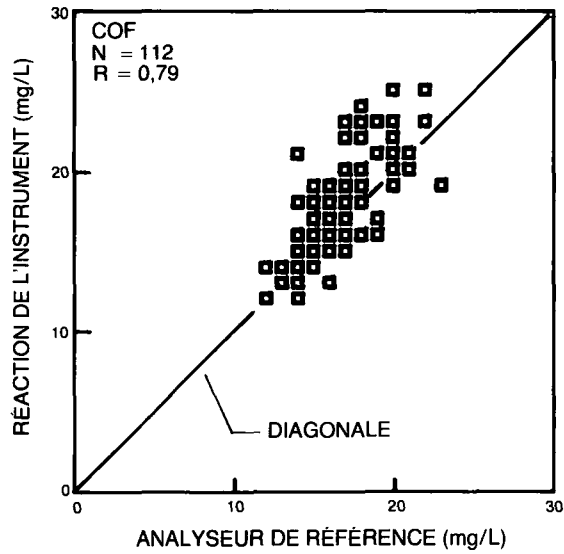


FIGURE 18

RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT
ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE
POUR LE COF DANS L'EFFLUENT

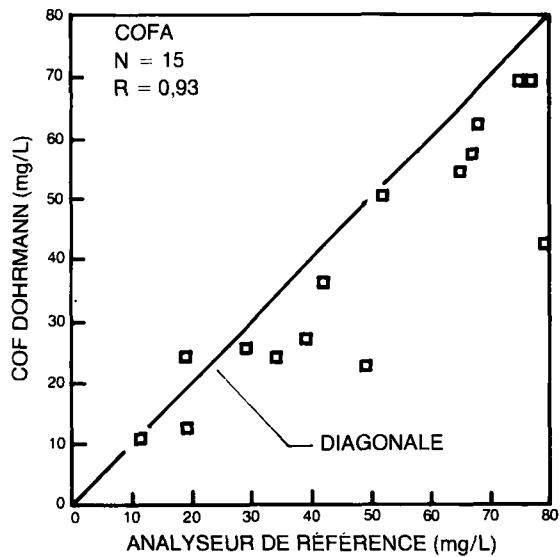


FIGURE 19

RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT
ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE
POUR LE COF DANS L'AFFLUENT

électrique, étalonnage) ont empêché l'obtention de plus de données avant que l'instrument ne soit placé dans les courants d'effluent de l'usine et que l'on ait tenté les modifications indiquées.

3.8 Mesure du pH

La mesure du pH a été effectuée dans l'alimentation du décanteur primaire, au moyen d'une électrode d'un type non autonettoyant, et dans les réservoirs d'aération, au moyen de deux cellules traversées par le courant. La figure 20 montre la relation entre l'électrode du type sonde et un analyseur de référence Orion Modèle 404 pendant une période de cinq mois. Cinq mesures notablement supérieures à la diagonale (figure 20) se sont produites de façon séquentielle pendant un mois avant que l'on ne remédie à la situation. Si on exclut ces données, l'instrument et l'appareil de référence avaient une différence moyenne de 0,06 unité et un coefficient de corrélation de 0,97. En se basant sur des données appariées, la valeur de S_1 a été calculée à 0,08 unité, ce qui est approximativement égal à la valeur acceptée pour les électrodes utilisées dans les conditions normales⁵. La figure 20 montre les données pour un capteur de pH du type traversé par le courant. La différence moyenne entre le capteur et la référence était de 0,02 unité avec une valeur de S_1 de 0,05 unité. Le deuxième capteur de type traversé par le courant a présenté une différence moyenne de 0,10 unité et une valeur S_1 de 0,09 unité.

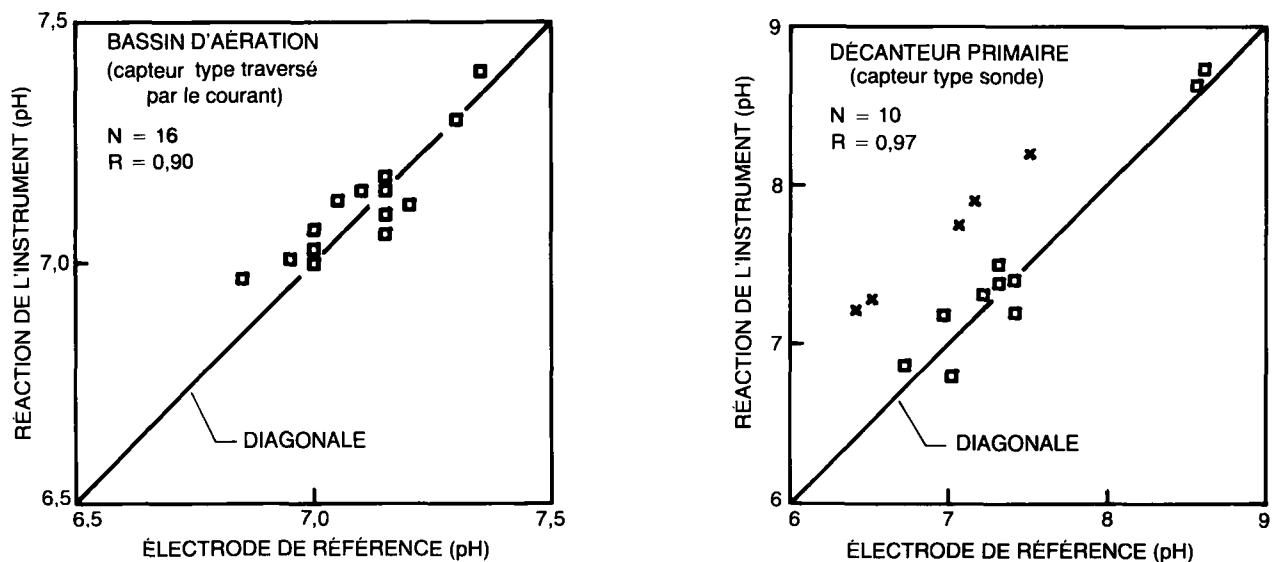


FIGURE 20 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE POUR LE pH

4 ÉCHANTILLONS DE DONNÉES COMPILÉES PENDANT LA SURVEILLANCE D'UNE USINE

4.1 Données en direct provenant des instruments de traitement

Les données étaient présentées sous trois formes au personnel faisant fonctionner l'usine: un résumé graphique pour 24 heures, un tableau donnant les moyennes sur 15 minutes ayant servi au résumé graphique, et un rapport quotidien résumé des paramètres de traitement obtenus en direct ainsi que des données fournies par le laboratoire. Chacune des trois formes présente des points de vue différents sur les données produites. Le résumé graphique est, de loin, la forme qui donne le plus d'informations et qui est la plus facile à interpréter ou à mettre en question d'un coup d'oeil; cependant, avec l'imprimante utilisée, il fallait environ une heure-personne par jour pour tracer les graphiques. Toutefois, l'opération pourrait facilement être automatisée. La mise en tableau des données utilisées pour produire les graphiques pourrait être effectuée en moins de cinq minutes chaque jour. Cette approche fournissait un résumé très rapide de toutes les données instrumentales que l'on pouvait parcourir pour relever les incohérences ou suivre les tendances et les événements. Cependant, les résumés graphiques sont en général plus faciles à consulter. Le rapport quotidien résumé n'était pas aussi utile que les deux autres formes de présentation des données et il demandait passablement de temps du personnel et de temps d'ordinateur. C'est pourquoi il est tombé en désuétude et fut abandonné. Une autre difficulté reliée à la production de ce rapport provenait du fait qu'il fallait régulièrement plusieurs jours pour compiler les données autonomes recueillies en laboratoire et que leur introduction en mémoire de façon manuelle demandait beaucoup de temps.

Des représentations graphiques des mesures primaires de chaque variable étaient produites pour chaque période de 24 h. Pour des questions pratiques, des moyennes sur 15 minutes de chaque variable primaire étaient utilisées dans le rapport. Elles étaient basées sur 180 mesures discrètes à intervalles de 5 secondes. Pour certaines variables (p. ex. le débit, l'OD), on pourrait envisager de faire la moyenne sur une période plus courte, afin de déceler tout changement dynamique; cependant, cela ne fut pas considéré nécessaire puisque les conditions critiques pouvaient être repérées au moyen des mesures discrètes. Pour les autres variables (p. ex. MSLM, température), on pourrait envisager de faire la moyenne sur des intervalles plus longs, car les changements dynamiques sont considérablement plus lents. Les investissements relativement faibles que demandent les mémoires et le stockage rendent possibles, si nécessaire, la compila-

tion de grandes quantités de données à des coûts assez bas. Par exemple, avec le système HP 1000 muni d'une mémoire à disques de 120 M-octets, l'investissement demandé était d'environ 0,04 \$/100 nombres réels. Ainsi, le coût de stockage des moyennes sur 15 minutes pour chaque mesure primaire n'était que d'environ 0,04 \$ par jour.

Pour illustrer l'efficacité de la présentation graphique des données en direct, on donne des exemples pour chaque variable primaire.

4.2 Oxygène dissous et débit d'air

Le meilleur indicateur dynamique de la réaction de procédé de traitement par boues activées aux changements de charges brutes ou à l'inhibition est la concentration en OD. C'est aussi une variable importante du point de vue énergétique, car, dans les systèmes à boues activées, les dépenses d'énergie proviennent surtout de l'aération. Dans des conditions de régulation de l'OD, le débit d'air devient l'indicateur dynamique des conditions de charges ou de traitement. L'OD ou le débit d'air sont fortement fonctions de l'activité biologique.

La figure 21 illustre ces principes dans le cas de deux usines pilotes parallèles à mélange complet recevant une charge identique. Dans un cas, le débit d'air était modifié de façon automatique pour que la concentration en OD atteigne une valeur de consigne. Dans l'autre cas, le débit d'air était régularisé à une valeur de consigne, ce qui donnait une concentration en OD variable dans le réacteur. D'après la figure 21, il est évident que la variation du débit d'air dans le cas où la concentration en OD est fixée à la valeur de consigne correspondait à la variation de la concentration en OD dans le cas où le débit d'air était constant. Ces données montrent aussi le degré de variation de la concentration en OD observée dans un réacteur à boues activées soumis aux variations diurnes des charges hydrauliques et organiques lorsque le débit d'air (cas de la régulation manuelle) est suffisant pour éviter des conditions d'anaérobie et d'anoxie à la charge de pointe. Le degré de variation est régi par plusieurs facteurs¹⁷:

- perturbations hydrauliques des eaux usées affluentes ou des boues activées recyclées,
- modifications du mode d'alimentation,
- perturbations organiques,
- nitrification,
- dénitrification,
- perturbations toxiques,
- recyclage d'autres circuits du procédé, p.ex. digesteur,

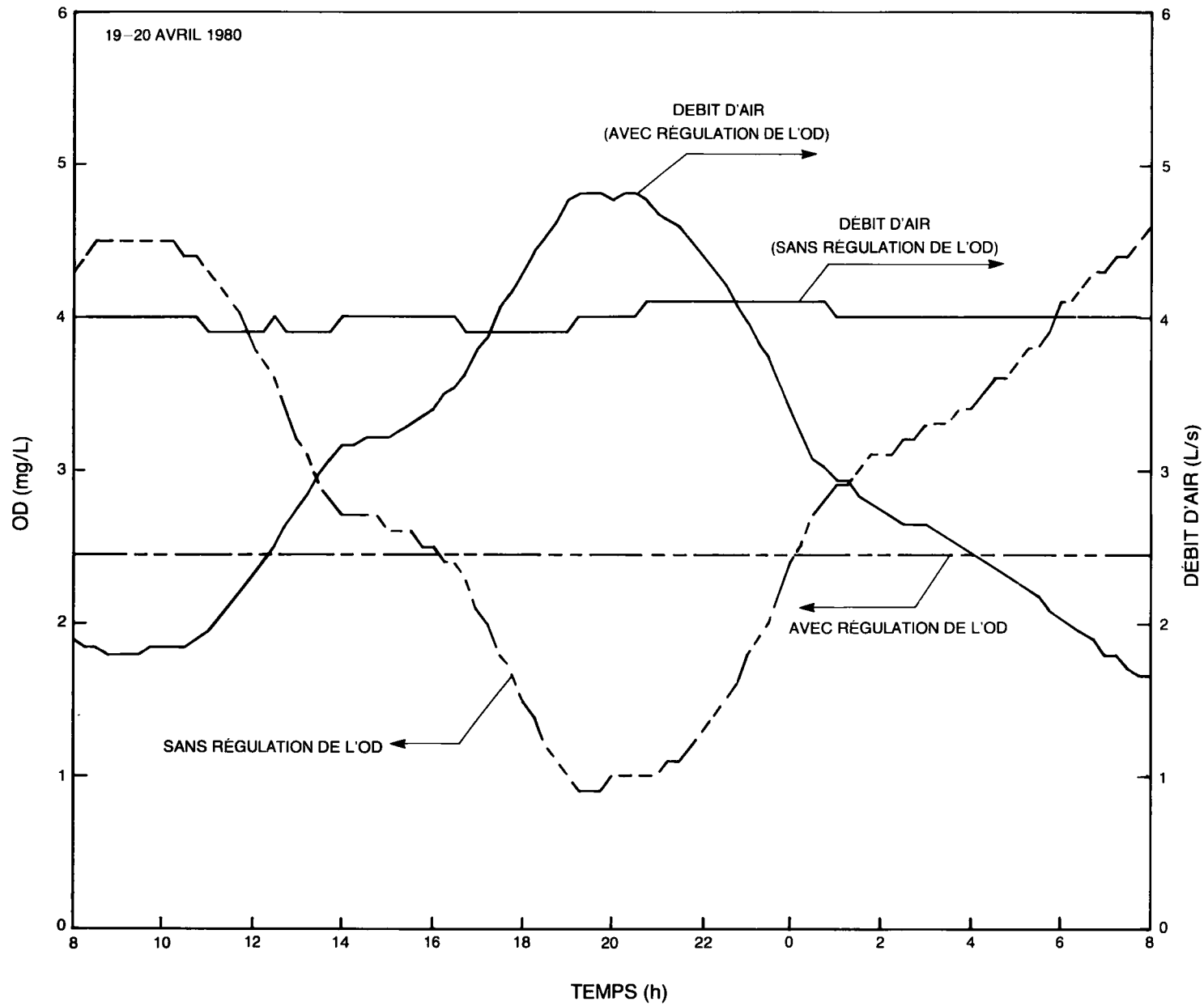


FIGURE 21 MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR POUR UNE PÉRIODE DE 24 h AUX USINES PILOTES PARALLÈLES

- perturbations de l'apport d'air ou d'oxygène, ou de l'efficacité d'échange de l'air,
- modifications des modes de rejets des boues excédentaires ou du temps de rétention des matières solides (TRM).

Beaucoup des perturbations ci-dessus ne sont pas faciles à mesurer directement. La mesure de l'OD et de sa variation, ou réciproquement du débit d'air dans le cas de la régulation de l'OD, pourrait permettre de tirer des conclusions au sujet de certaines de ces perturbations par traitement informatisé en direct¹⁷. Par exemple, si l'on peut considérer que le coefficient d'échange d'O₂ est fonction directe du débit d'air ou qu'il peut être mesuré de façon dynamique, on peut alors doser automatiquement le taux de consommation d'oxygène (TCO) ou le taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS), qui correspondent aux taux de respiration des micro-organismes. Ces taux permettraient d'estimer d'autres paramètres comme le taux de croissance et les besoins en matières nutritives.

À la figure 21, l'examen du tracé des données correspondant aux moyennes sur 15 minutes montre la performance des électrodes à OD sur une période de 24 h. Étant donné ce genre de performance, que l'on a observée de façon constante, il est réaliste de faire l'hypothèse que la mesure en direct de l'OD est un moyen acceptable pour contrôler et régulariser les systèmes à boues activées. Dans des conditions de régulation de l'OD, on peut suivre la performance du régulateur en mesurant l'OD et la réaction du procédé par le débit d'air. Dans des conditions de débit d'air constant, la réaction du procédé à des charges variables ou toxiques peut être suivie par contrôle de la concentration en OD. La figure 22 compare la réaction de l'électrode à OD à des réglages intermittents du débit d'air (système régularisé de façon manuelle) et au réglage automatique du débit d'air à l'autre usine. L'électrode à OD réagissait rapidement à un réglage du débit d'air, le temps de réaction maximal se situant entre 0,7 et 1 heure, d'après les deux fortes augmentations du débit d'air dans le système régularisé manuellement. On devrait tenir compte de la réaction dynamique de l'électrode en fonction de l'application.

4.3 Débits des eaux résiduaires et des boues activées recyclées

Pour l'exploitation de l'usine pilote, des débitmètres magnétiques servaient à émettre les signaux de rétroaction commandant les pompes à vitesse variable alimentant chaque bassin d'aération. Comme un mini-ordinateur était utilisé, la valeur de consigne du débit d'alimentation brute était programmée de façon à reproduire une variation diurne. Les valeurs de consigne étaient automatiquement modifiées à intervalles de 10 minutes de façon à assurer une variation assez douce. Un mode simple était choisi pour

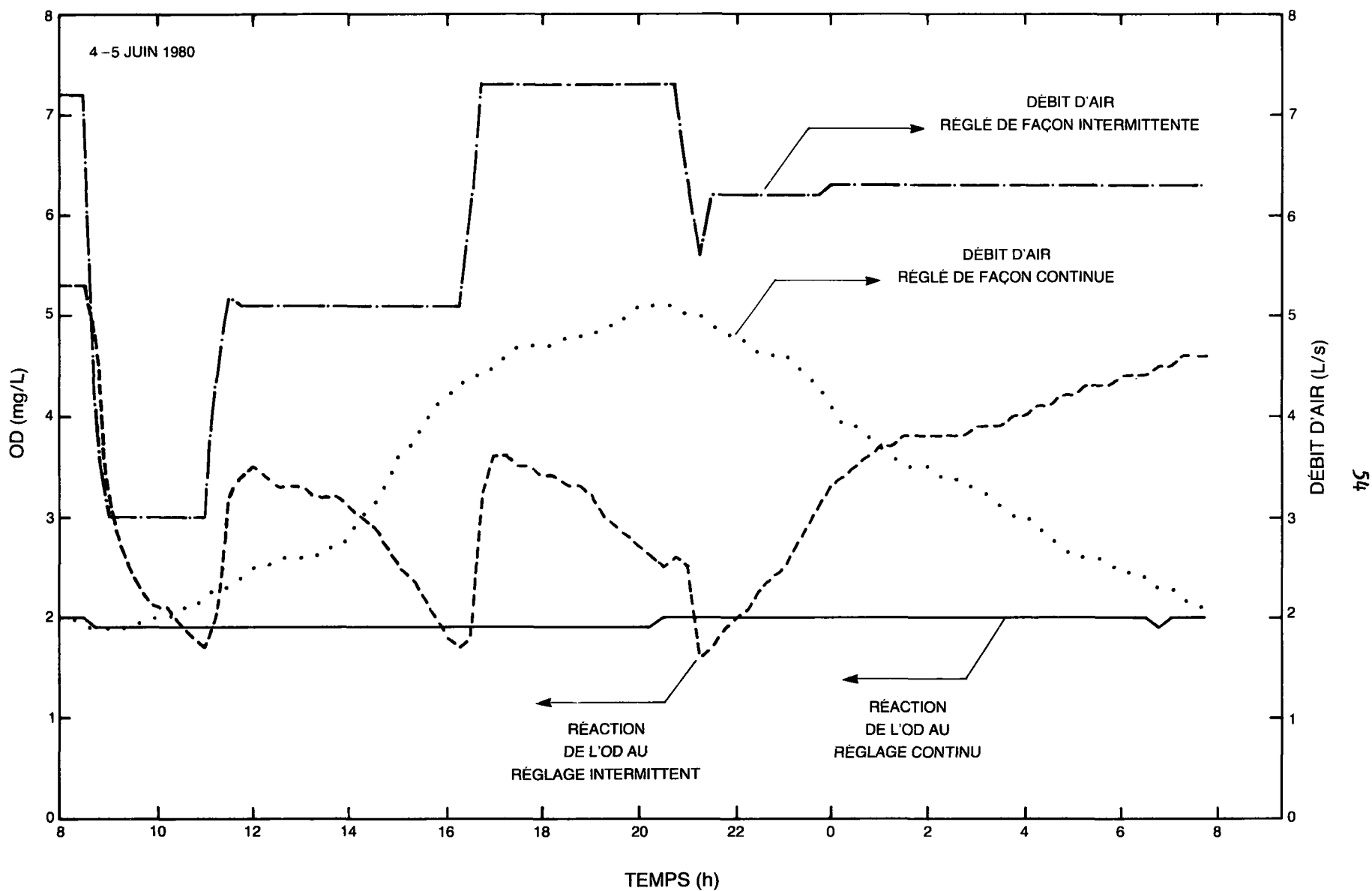


FIGURE 22 MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR PENDANT UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC RÉGLAGE MANUEL INTERMITTENT ET RÉGLAGE AUTOMATIQUE CONTINU DU DÉBIT D'AIR

simuler la variation diurne (figure 23). Le débit de pointe programmé devait se produire entre 20 h et 20 h 15, afin de coïncider avec la période de pointe de la charge organique traitée.

Les débits de recyclage étaient aussi mesurés avec le débitmètre magnétique et ils étaient régularisés à une valeur de consigne constante ou modifiés en fonction du débit d'alimentation brute. La figure 23 montre le cas où des valeurs de consigne constantes servaient à régulariser le débit de recyclage de chacun des systèmes parallèles.

Dans les systèmes en grandeur réelle, le débit des eaux d'égout brutes est soumis à beaucoup de perturbations bien connues, y compris les cycles diurnes prévisibles et les variations brusques se produisant au hasard à cause des caractéristiques de la station de pompage, des précipitations, etc. Le débit est peut être la variable la plus importante des systèmes d'épuration des eaux d'égout. Pendant des années, on s'est servi de systèmes analogiques fournissant des graphiques des débits à l'opérateur. L'avantage de l'enregistrement numérique des données sera son utilisation pour calculer des variables secondaires comme le débit du trop-plein des décanteurs, les taux de consommation d'oxygène, etc.

4.4 Matières solides en suspension dans le liquide mixte et dans les boues activées recyclées

Des analyseurs des matières solides en suspension CLAM 52-LE de Monitek assuraient la mesure en continu des concentrations de matières solides en suspension dans le liquide mixte et les boues recyclées, dans les deux systèmes parallèles de l'usine pilote. La figure 24 montre la réaction de l'analyseur sur une période de 24 h. À l'une des usines, le débit de recyclage était régularisé automatiquement à une valeur égale au débit d'alimentation. À l'autre usine, il était constant et sa valeur était égale au débit d'alimentation moyen pour 24 h. La figure 25 montre les débits d'alimentation et de recyclage aux usines parallèles dans les conditions correspondant à celles de la figure 24.

Les données montrent la variation des quantités de matières solides détectées par l'analyseur en se basant sur les moyennes sur 15 minutes. Pendant la période, les concentrations du liquide mixte ont été relativement stables. La seule variation facilement perceptible des MSLM s'est produite dans le système à taux de recyclage constant. L'analyseur de MSLM a enregistré des valeurs comprises entre 2 500 mg/L à 8 h et 2 200 mg/L à 21 h lorsque l'échange massique de pointe entre le bassin d'aération et le décanteur s'est produit. Cela correspondait à un changement approximatif de 12% de la masse des matières solides dans le réacteur sur une période de 24 h. La concentration en

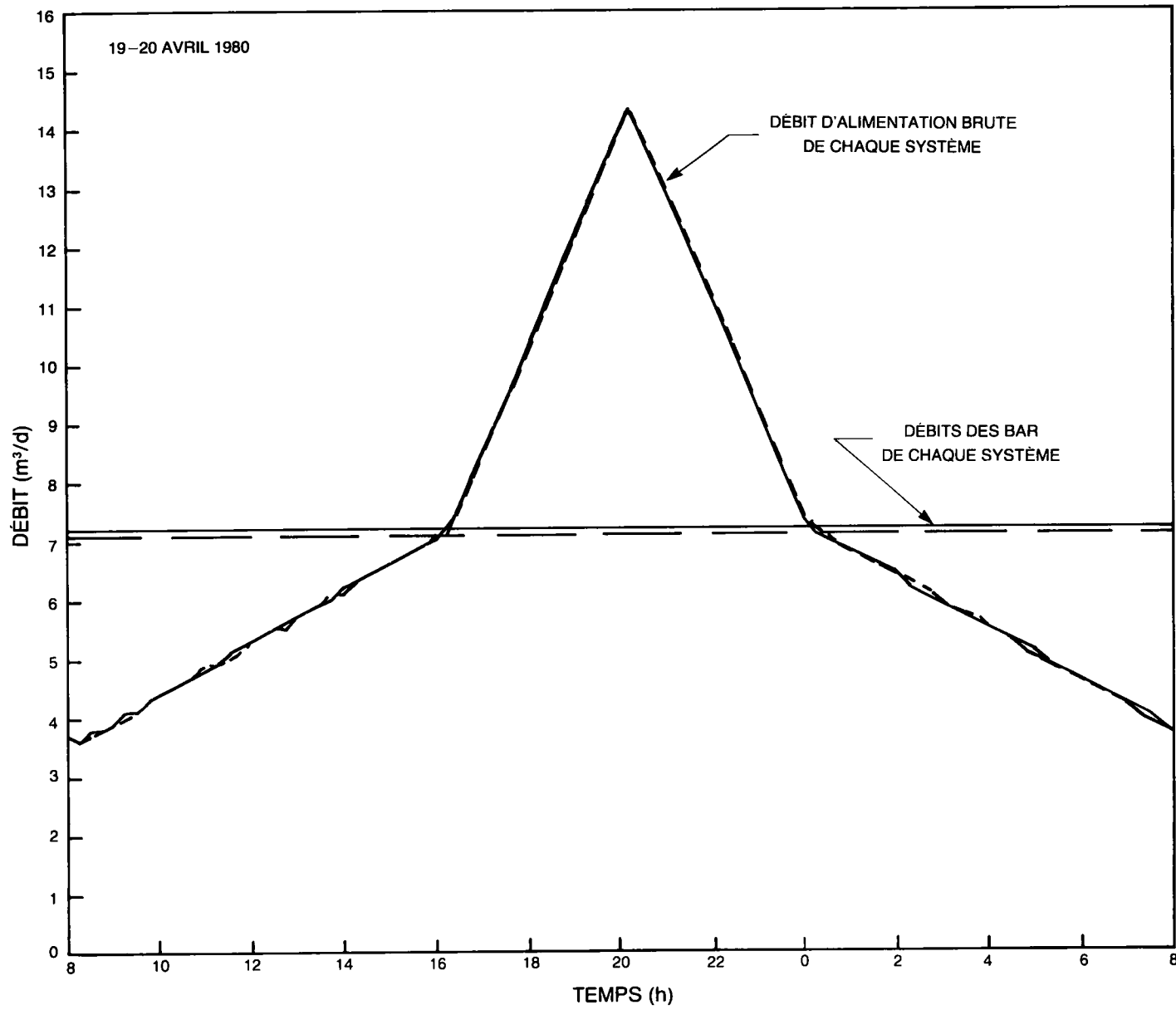


FIGURE 23 MESURES EN DIRECT DES DÉBITS BRUTS D'ALIMENTATION ET DES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES (BAR) SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

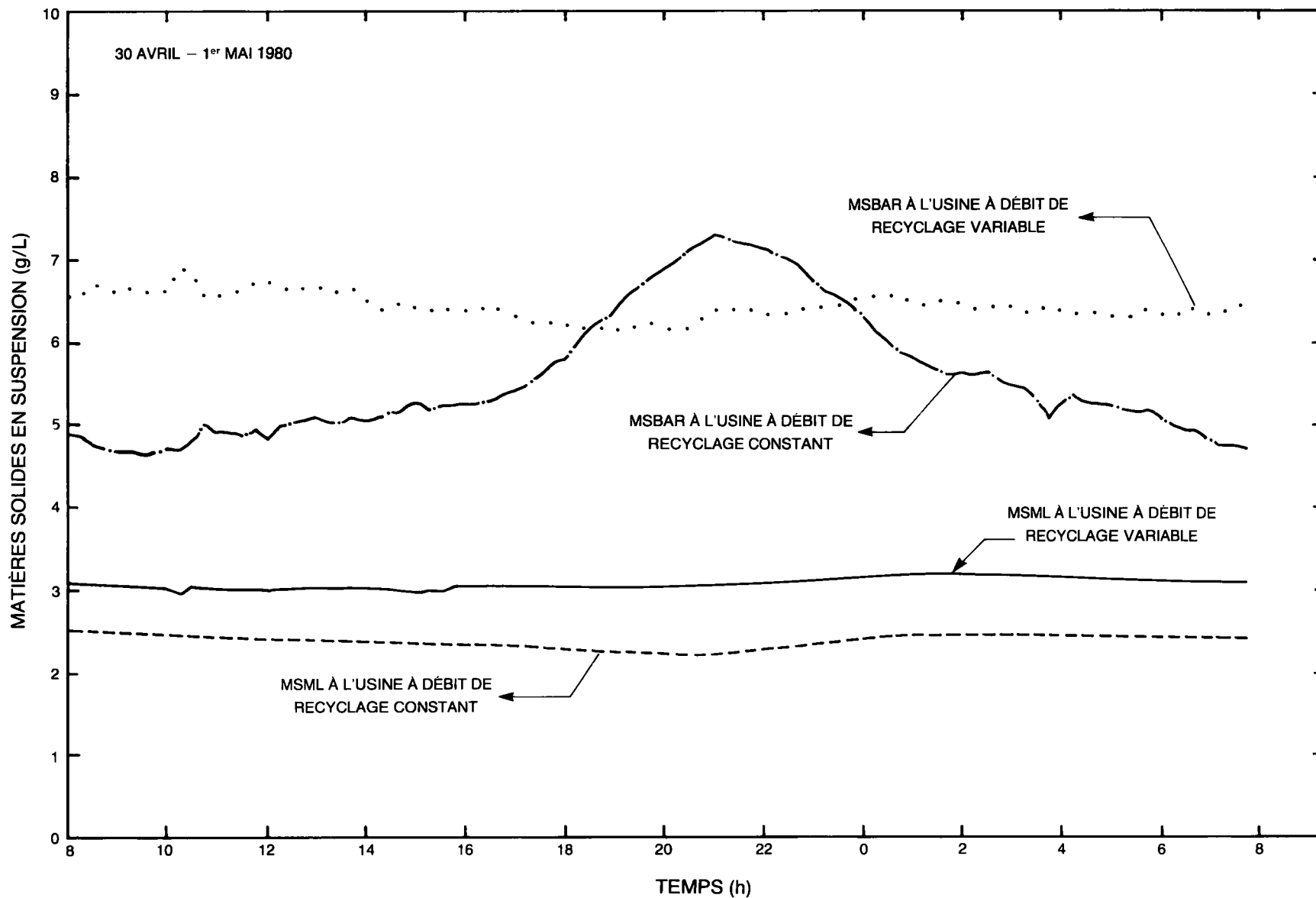


FIGURE 24 MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES SUR UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC DÉBIT DE RECYCLAGE CONSTANT OU NON

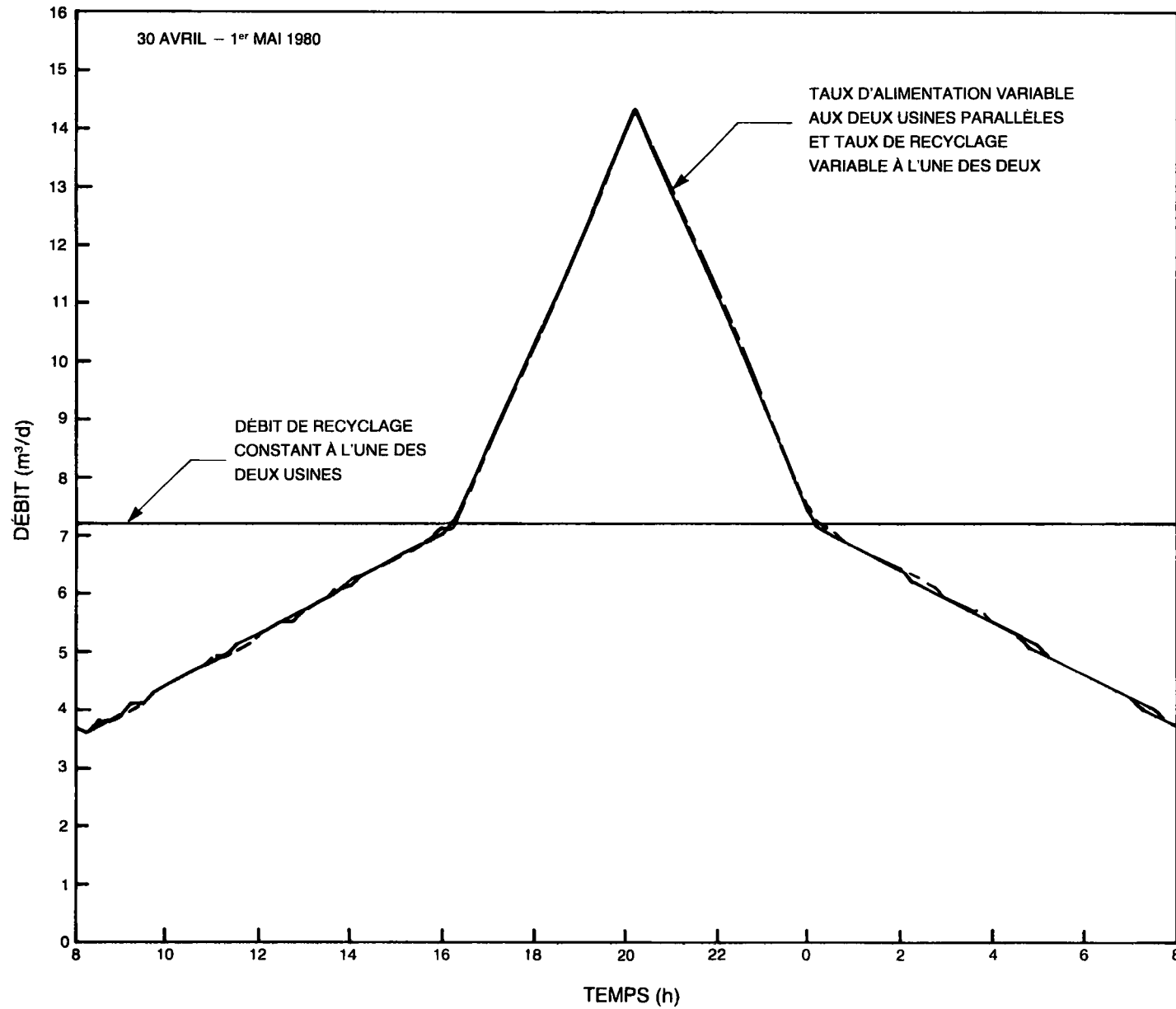


FIGURE 25 DÉBITS D'ALIMENTATION ET DE RECYCLAGE (MESURÉS EN DIRECT) CORRESPONDANT AUX MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES

MSLM dans le réacteur à débit de recyclage variable ne laissait voir aucune modification importante de la concentration en matières solides dans le réacteur pendant la période.

Les données obtenues de l'analyseur des boues recyclées (figure 24) montraient clairement les variations évidentes des concentrations en matières solides recyclées. Dans le cas du débit de recyclage constant, l'analyseur détectait des variations diurnes importantes des concentrations en matières solides allant d'à peu près 4 600 à 7 200 mg/L pendant le cycle au fur et à mesure que l'épaississement se faisait dans le décanteur. Ce degré de variation serait virtuellement impossible à mesurer de façon continue avec les techniques manuelles classiques sans un échantillonnage et un travail analytique intenses.

Lorsque le débit de recyclage des boues variait proportionnellement au débit d'alimentation, on a observé beaucoup moins de variations de la concentration des matières solides dans les boues recyclées (figure 24). Aux débits de pointe hydraulique et de recyclage des boues, se produisant simultanément à 20 h, on a pu observer des indices d'une légère diminution de la concentration en matière solide des boues activées recyclées. Là aussi, la mesure et la détection en continu auraient été extrêmement difficiles sans la saisie en direct de données pendant le traitement.

Il est évident que les données collectées de façon fiable par les détecteurs des circuits du liquide mixte et du recyclage des matières solides des boues pourraient servir à dresser l'inventaire des matières biologiques solides. À cause des fluctuations hydrauliques dues à la pratique de rejet variable des boues en excès et aux perturbations hydrauliques de l'affluent, on pourrait soutenir que des analyseurs des matières solides du débit de fond du décanteur sont essentiels pour régulariser de façon précise les processus de rejet et de pompage.

4.5 Matières solides en suspension dans l'affluent et dans l'effluent

À la figure 26, on montre un exemple des données produites à l'aide de l'analyseur en direct des matières solides en suspension dans l'affluent (après décantation primaire). Bien que le niveau moyen des matières solides en suspension soit faible et compatible avec la qualité des eaux d'égout pendant la fin de semaine, les données sont caractérisées par une forte poussée débutant à environ 20 h, que l'on a observé quatre jours de suite. Après coup, cette forte augmentation n'a pu être attribuée qu'à un rejet industriel contenant des matières solides non décantables, sans qu'on en ait vérifié la provenance au moment de la collecte des données. On a aussi observé le même genre de poussée de matières solides à d'autres occasions. D'après la figure 26, il est évident que les matières solides non décantables ont été éliminées par le traitement par boues

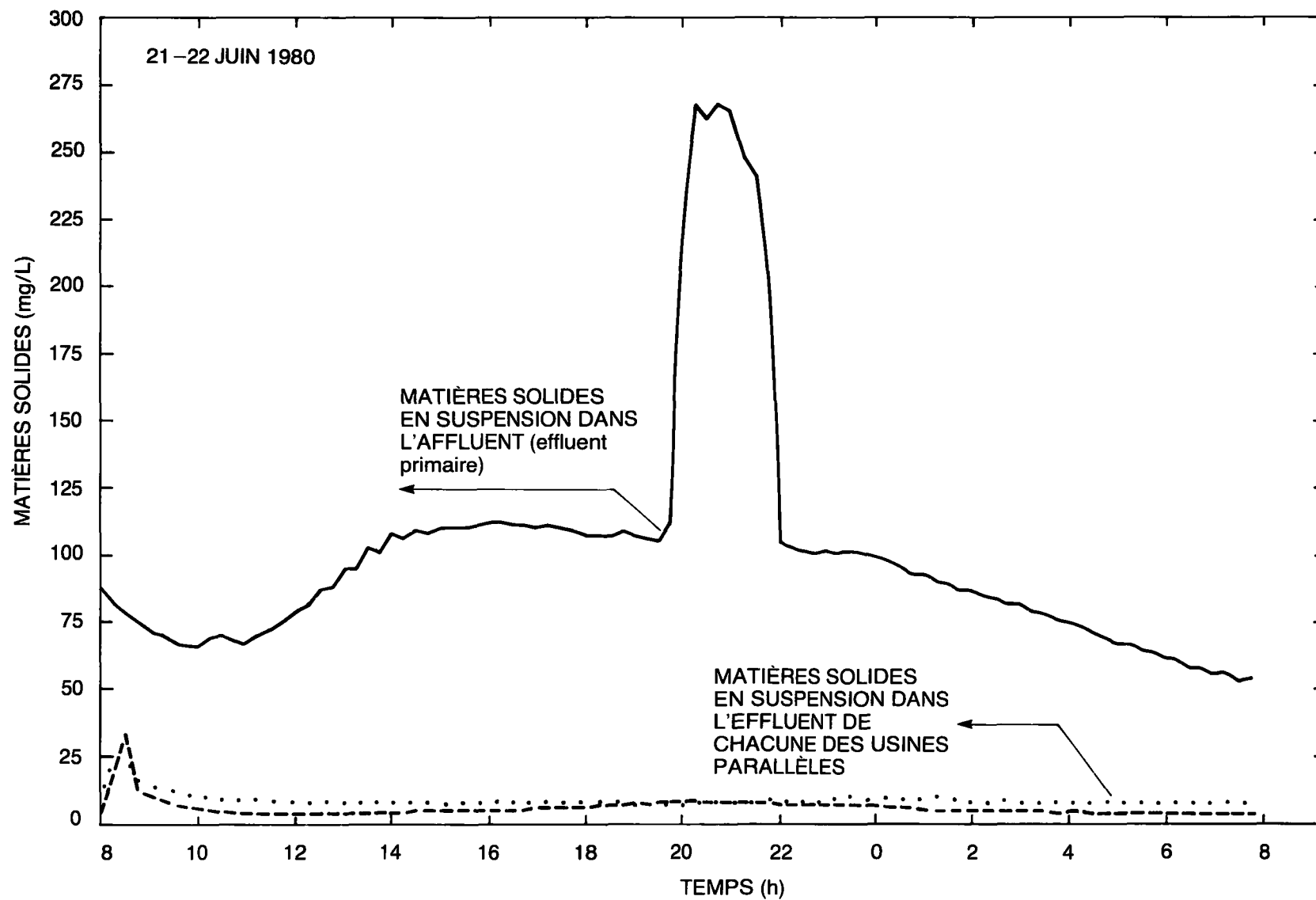


FIGURE 26 CONCENTRATIONS MESURÉES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

activées, car l'analyseur des matières solides en suspension dans l'effluent ne montrait pas de réaction importante à la perturbation. À l'exception de la poussée en question, les données montraient clairement la variabilité diurne. En semaine, les niveaux moyens des matières solides seraient de beaucoup plus élevés que la moyenne apparaissant à la figure 26. La figure 27 illustre la comparaison entre la réaction des instruments et le dosage gravimétrique des matières solides en suspension dans l'affluent à intervalles discrets de trois heures. Si l'on tient compte de la somme des erreurs potentielles des techniques d'analyse gravimétrique et d'échantillonnage, les résultats sont assez concordants.

Comme les matières solides de l'affluent doivent être éliminées par sédimentation, capture dans le floc biologique, ou dégradation biologique par quelque réaction complexe, l'analyseur des matières solides de l'affluent pourrait servir à mesurer des changements inhabituels de la charge en matières solides d'une usine. Même si les données collectées étaient insuffisantes pour évaluer le rendement à long terme de l'instrument, il était évident que celui-ci pourrait suivre de près les variations de la concentration en matières solides de l'affluent.

Les figures 26, 27 et 28 montrent les données fournies par l'analyseur des matières solides en suspension dans l'effluent des deux circuits parallèles. Les figures 26 et 27 montrent les variations typiques des matières solides en suspension dans l'effluent pour des périodes satisfaisantes de fonctionnement de l'usine. La poussée de matières solides entre 8 h et 9h30 provenait de la purge des surfaces du décanteur secondaire. Cela était nécessaire tous les jours, car les décanteurs ne comportaient pas d'écumeur de surface. Une poussée ayant les caractéristiques illustrées aux figures 26 et 27 caractérisait toujours le moment de la purge. À la figure 27, les données en direct montrent une légère pointe diurne des matières solides de l'effluent vers 21h30. Cette pointe correspondait à la pointe de charge hydraulique et de charge en matières solides dans le décanteur, mais elle était déphasée. La charge de pointe s'était produite à 20h15, ce qui signifie que la réaction aux matières solides de l'affluent se fait avec environ une heure de retard.

Vers 20h15, la figure 28 montre une réaction plus importante aux matières solides de l'effluent à la période de charge de pointe. Dans le cas d'une des usines parallèles, on a observé que, à forte charge, le voile de boues du décanteur secondaire débordait du déversoir. Le débordement était immédiatement détecté par les instruments en direct. Cependant, la fourchette maximale choisie et fixée de façon manuelle à l'instrument était de 100 mg/L. Des échantillons discrets collectés à intervalles de 3

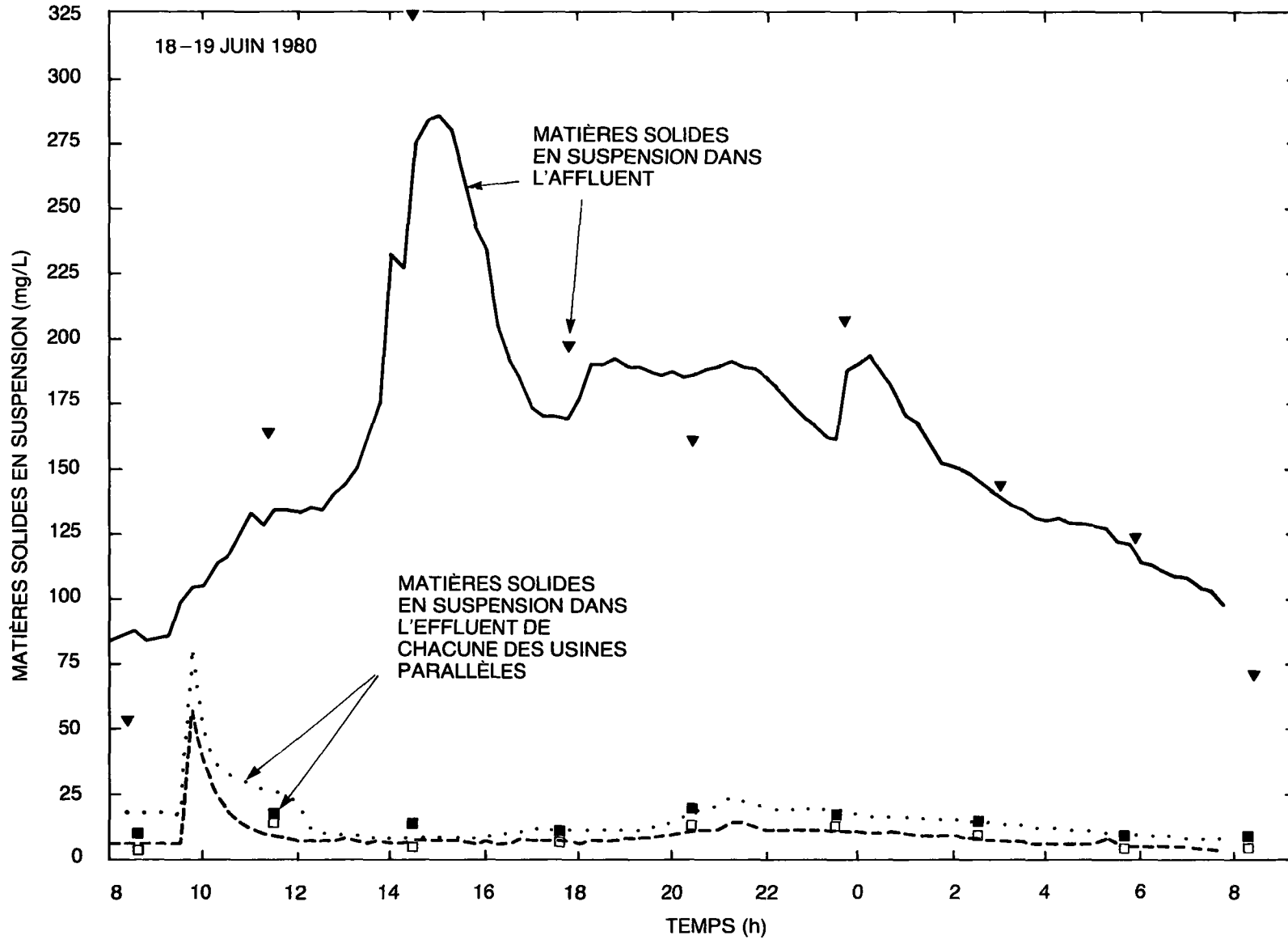


FIGURE 27 COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT AUX MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET DANS L'EFFLUENT, ET LEUR MESURE GRAVIMÉTRIQUE (18-19 JUIN 1980)

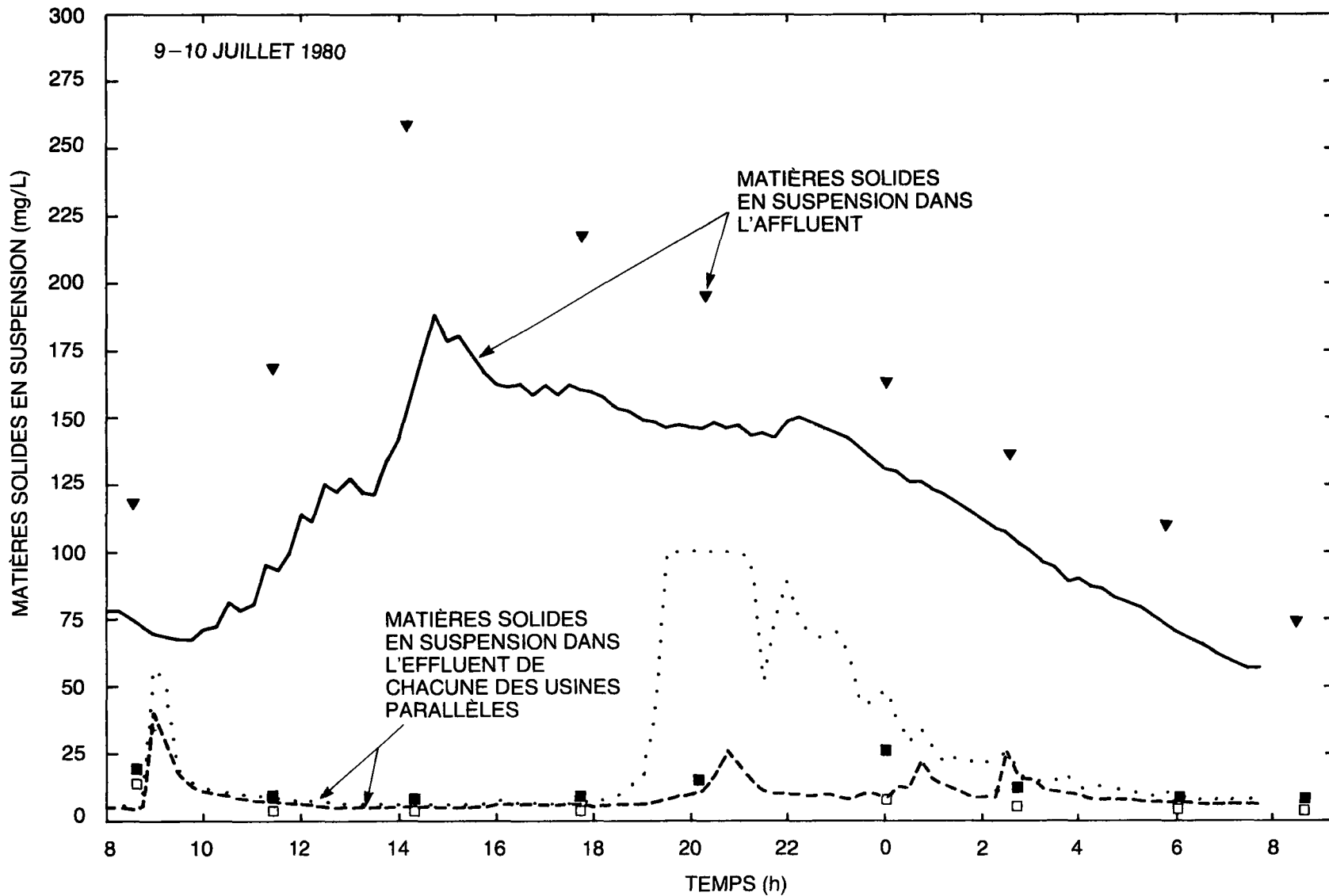


FIGURE 28 COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS ET LA MESURE GRAVIMÉTRIQUE DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT (9-10 JUILLET 1980)

heures et soumis ce jour-là à l'analyse gravimétrique montraient que les matières solides dans l'effluent atteignaient 642 mg/L dans le système en question. L'instrument enregistrait la valeur maximale possible durant cet intervalle. Pendant le reste du jour, les résultats de l'analyse gravimétrique des échantillons discrets correspondaient bien aux réactions de l'analyseur (figure 28). La poussée de 9 h provenait de la purge du décanteur.

Les résultats obtenus ce jour-là (figure 28) manifestaient que les données de l'analyse des matières solides de l'affluent s'écartaient de façon marquée par rapport aux résultats gravimétriques, mais qu'elles reflétaient néanmoins les tendances. Là non plus, il n'y avait pas de corrélation entre les concentrations en matières solides en suspension dans l'affluent et dans l'effluent. Les figures 26, 27 et 28 montrent que des instruments en direct permettent de déceler des changements continus, et parfois soudains, des concentrations en matières solides en suspension dans l'affluent ou dans l'effluent. Pour des bilans massiques précis, seuls des instruments en direct peuvent fournir les données nécessaires sans faire intervenir des techniques d'échantillonnage manuel ennuyeuses et demandant beaucoup de temps. Cependant, dans le cas des décanteurs secondaires fonctionnant bien et dont l'effluent ne contient pas de solides venant du voile de boues, les analyses basées sur la détection manuelle et automatique auraient une précision analogue.

4.6 Mesure du pH

Dans bien des procédés de traitement des eaux usées, le pH est une variable importante. L'acidité et l'alcalinité sont souvent les variables à surveiller, mais dans les systèmes vivants, c'est le pH lui-même qui est important. La figure 29 montre un exemple typique de la réaction d'un pH-mètre dont les électrodes sont placées dans la charge (avant décantation primaire) et dans les bassins d'aération de chacun des deux systèmes. Le pH de la charge variait de façon erratique à cause, selon toute probabilité, du rejet de contaminants industriels dans le système d'égout. Il est évident que des matières basiques et acides ont été rejetées, car le pH variait de 6,5 au minimum jusqu'à des pointes atteignant 10,3. Le taux de changement du pH de l'affluent est prononcé, permettant en soi de détecter rapidement des perturbations importantes.

Les pH mesurés dans les bassins d'aération sont influencés de façon importante par le pH entrant, mais avec environ une heure de retard et une atténuation hydraulique et biochimique de l'effet. C'est là l'exemple d'un cas où la régulation préalable de l'alimentation basée sur le pH de l'affluent et les renseignements sur l'acidité et la basicité pourraient servir à une meilleure régulation du pH du système d'aération. Au cours de la présente étude, cela n'a pas été tenté. Le taux de modification du pH, tel que

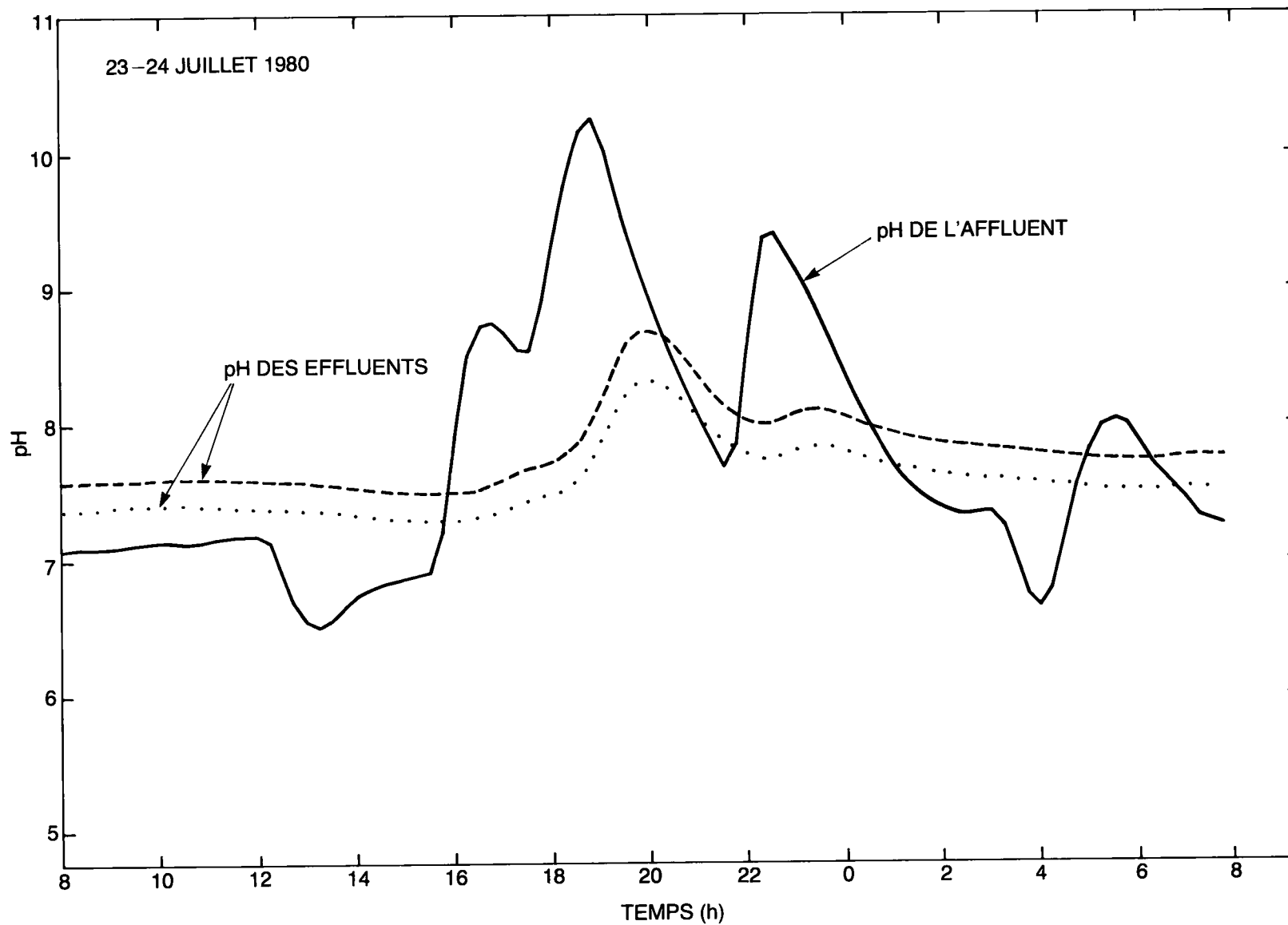


FIGURE 29 pH DE L'AFFLUENT ET DE L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

représenté à la figure 29 par le tracé des moyennes sur 15 minutes, pourrait encore constituer un bon indicateur de perturbations dans le système. Les systèmes des deux usines pilotes ont réagi de la même façon aux perturbations de pH, mais avec une différence d'environ 0,2 pH unité, ce qui est dans les limites prévisibles par l'évaluation des détecteurs. D'après les mesures du taux de consommation d'oxygène spécifique, les changements du pH observés ce jour-là n'ont pas influencé le procédé à boues activées. Il est clair que, lorsque le pH est critique, les données obtenues par détection continue en direct seraient opportunes et instructives.

4.7 Carbone organique filtré

Tel que mentionné à la section de l'évaluation des instruments, on a dû surmonter plusieurs difficultés provenant de l'analyseur de COF en direct avant de pouvoir l'utiliser efficacement. Lorsque les modifications appropriées ont été effectuées, l'analyseur servait à surveiller de façon continue la concentration en carbone organique de l'effluent des deux usines pilotes. Même alors, il y avait des difficultés occasionnelles reliées d'ordinaire au déchirement ou à l'obturation du filtre continu. Lorsque l'avance du filtre était interrompue, le taux de filtration diminuait jusqu'à devenir presque nul, ce qui causait une perte du signal. Cependant, la performance de l'analyseur était assez bonne après les modifications.

La figure 30 montre les résultats obtenus à intervalles d'une heure à chacun des systèmes de l'usine pilote. L'analyseur était réglé pour faire des lectures alternativement dans un système et dans l'autre, par périodes d'une heure. Le tracé des données correspond à la période pendant laquelle la distribution du débit était régularisée par un programme d'alimentation dynamique étagée. Cela amena une concentration plus élevée dans le système à alimentation étagée pendant la période de charge organique de pointe comparativement à celle du système parallèle à mélange complet. Pour fin de comparaison, on a aussi tracé les données collectées de la façon habituelle par échantillonnage automatique de l'effluent et analyse du filtrat selon la technique de référence. Pendant la plus grande partie de la journée, l'écart entre les données en direct et les données de référence est demeuré à l'intérieur de la plage acceptable d'après le programme initial d'évaluation. On ne peut pas apporter d'explication pour les écarts plus importants observés entre 12 h et 16 h. En moyenne, l'instrument donnait pour les deux systèmes des valeurs inférieures à celles obtenues par la technique de référence. Cela pouvait provenir de différences dans la technique d'échantillonnage et la manipulation des échantillons, ou de différences à la filtration des échantillons.

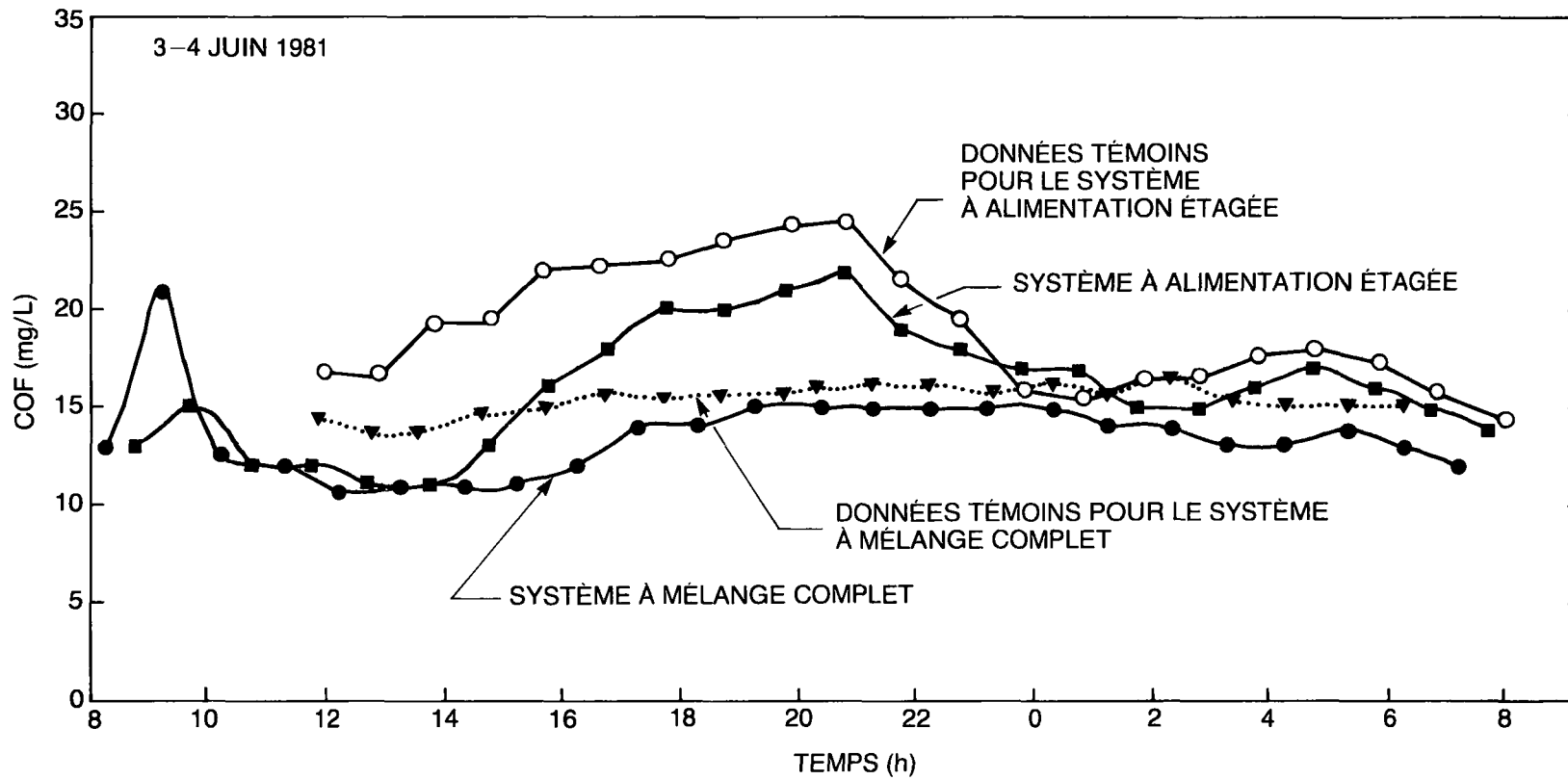


FIGURE 30

COMPARAISON DES MESURES EN DIRECT DU CARBONE ORGANIQUE FILTRÉ ET DES DONNÉES DE RÉFÉRENCE

4.8 Température

Un thermostat régularisait la température de l'alimentation brute du décanteur primaire afin d'éliminer les variations saisonnières, et la température du bassin d'aération de l'un des systèmes était mesurée en continu (figure 31). Comme la température était régularisée, ces mesures n'avaient d'intérêt que pour les effets des échanges de chaleur. Ces derniers apparaissaient sous forme d'oscillation diurne de la température en fonction du débit d'alimentation des systèmes. Aux débits plus faibles du début de la matinée, l'augmentation du temps de rétention permettait à la température du bassin de tendre vers la température ambiante. À mesure que le débit d'alimentation augmentait pendant le jour, la température du réacteur évoluait vers celle de l'alimentation brute. À la figure 31, on peut voir qu'une diminution de température se produit après 18 h environ.

Dans les systèmes en grandeur réelle, les changements importants de température comprendraient ceux qui sont dus aux changements saisonniers ou aux précipitations et à l'infiltration. On peut s'attendre à ce que le détecteur de température à résistance utilisé ici permette un fonctionnement sans problème, s'il est correctement installé et étalonné au départ.

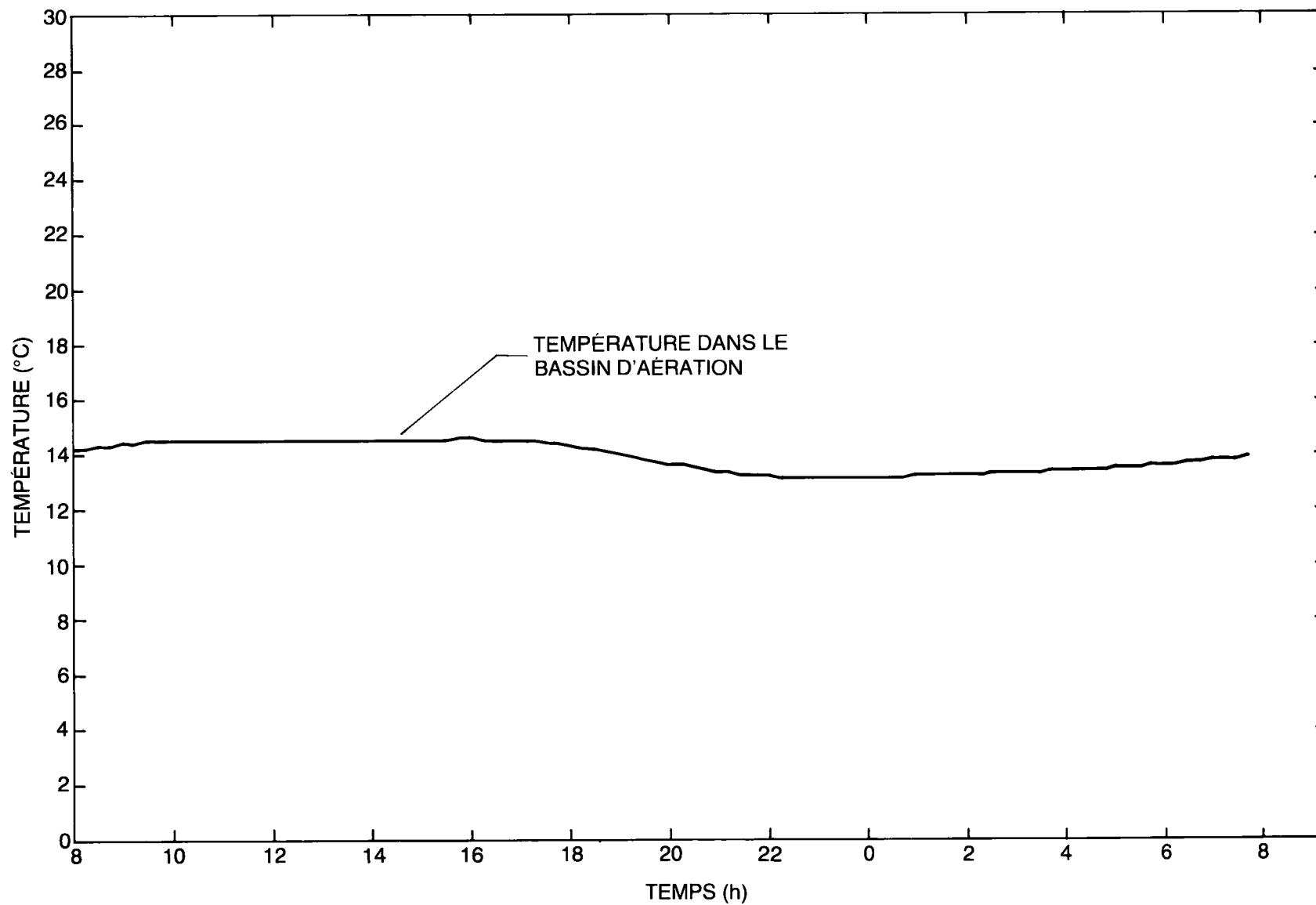


FIGURE 31 MESURES EN DIRECT DE LA TEMPÉRATURE DANS LE BASSIN D'AÉRATION SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

5 **RÉGULATION AUTOMATIQUE DE LA CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS, DU TEMPS DE RÉTENTION DES MATIÈRES SOLIDES, DU TAUX DE CONSOMMATION DE L'OXYGÈNE ET DE LA DISTRIBUTION DYNAMIQUE ÉTAGÉE DE L'ALIMENTATION**

5.1 **Régulation de l'oxygène dissous**

Comme nous l'avons mentionné plus haut, dans le cas du procédé à boues activées, la régulation de l'aération pour maintenir une concentration fixe en oxygène dissous peut permettre des économies d'énergie et une meilleure performance.

Pour concevoir correctement les systèmes de régulation de l'aération, il est essentiel d'évaluer les facteurs dont dépend l'oxygénation dans une usine. À la section 4,2, on a donné les facteurs de la dynamique de l'oxygénation. Sorensen¹⁸ et Anderson¹¹ en ont décrit de façon assez détaillée les effets sur le potentiel de régulation efficace et d'économie d'énergie. De plus, Flanagan et Bracken¹⁹ ont considéré à fond les exigences et les limitations du réglage de la soufflante d'aération. Les aspects importants à prendre en considération sont, entre autres, la capacité de ralentissement de la soufflante, la maîtrise des surpressions et l'efficacité de fonctionnement à tous les niveaux de rendement. Le présent rapport traite des résultats obtenus avec les systèmes parallèles de l'usine pilote du CTEU en termes d'économie d'utilisation d'air possible par suite de la régulation de la concentration en OD. On discute plus loin du couplage de la régulation de la concentration en OD à l'estimation de l'activité biologique dans les usines pilotes à mélange complet.

Comme Olsson¹⁷ l'a mentionné, on devrait souligner que la régulation de l'OD peut s'accomplir avec un minimum de connaissance de la dynamique du processus. Cependant, l'auteur indique que l'utilisation des renseignements sur l'OD, afin d'obtenir des estimations des activités physiques et biologiques, n'est pas un problème simple, mais il est néanmoins soluble pour des réacteurs en continu à mélange complet ou non homogène. On peut considérer que même le choix d'une valeur de consigne de l'OD n'est pas une tâche simple, car il existe une relation complexe entre la concentration, la diffusion, la réaction et la dispersion dans un système biologique aérobie qui influence probablement le genre d'organismes floculants prévalant au cours du processus. Les résultats rapportés ici devraient être considérés à la lumière de ces autres complexités. Le but de la présente section du rapport est de considérer le principe d'un régulateur classique à rétroaction pour la régulation de la concentration en OD dans un système à boues activées à mélange complet, ainsi que les économies d'air à attendre. On peut

obtenir plus de détails sur la conception et le réglage des régulateurs classiques dans des textes de référence²⁰.

Le but de la régulation de l'OD est de régir le taux d'échange d' O_2 dans le liquide mixte afin de corriger l'écart entre l'OD mesuré et la valeur de consigne souhaitée, OD_0 . En régime permanent, le taux de changement de toutes les variables du processus est nul; cependant, les usines de traitement des eaux usées sont soumises à des changements importants de charge et de modes d'exploitation. Les principes des besoins en O_2 pour la synthèse et l'activité respiratoire font que ces changements conduisent à des variations correspondantes de l'OD mesuré à moins que le taux d'échange d'oxygène ne soit modifié pour suffire exactement à la demande d'oxygène. Il serait difficile, voire impossible, d'y parvenir de façon manuelle. Cependant, il est possible de modifier le taux d'échange d' O_2 à l'aide d'instruments disponibles dans le commerce, de régulateurs automatiques et d'éléments de commande finale comme les aubes d'entrée du compresseur ou la vitesse du moteur.

La figure 32 montre une boucle simplifiée de commande pour régulation de l'OD dans un réacteur à agitation complète (RAC) par modification de la vitesse du moteur. On utilise en général deux genres de régulateurs analogiques et numériques, pour la régulation des processus industriels. Les ventes de régulateurs numériques dépassent rapidement celles des régulateurs analogiques à cause de la baisse des prix des microprocesseurs et de leur grande souplesse.

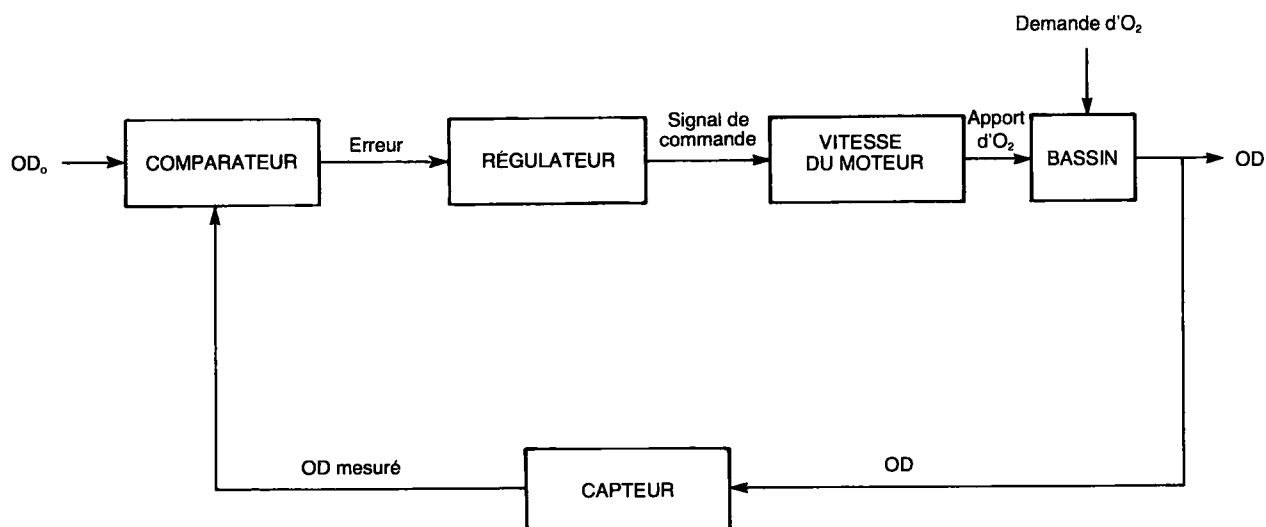


FIGURE 32 SCHÉMA D'UN SYSTÈME DE RÉGULATION

La littérature^{7, 21} et les expériences de CTEU témoignent de la possibilité de régulariser l'OD par rétroaction proportionnelle-intégrale (PI). L'équation suivante représente la forme que ce régulateur peut avoir:

$$\Delta m = K_p \cdot e + \frac{1}{K_I} \int_0^t e dt$$

où:

- Δm = changement de l'élément de commande finale (p. ex. position de la valve, vitesse du moteur)
- e = $OD_0 - OD_{\text{mesuré}}$
- t = temps
- K_p = coefficient d'action proportionnelle
- K_I = temps d'intégration

L'équation précédente indique qu'un changement de l'élément de commande finale, Δm , est proportionnel à la somme des écarts par rapport à la valeur de consigne, e , et à l'intégrale dans le temps des écarts. À l'aide de ce régulateur, on peut faire tendre vers zéro l'erreur en régime permanent. Un choix judicieux de K_p et de K_I permet d'obtenir un régulateur stable qui minimise les variations d'OD par des changements infinitésimaux de l'élément de commande finale.

Au CTEU, on a couplé le régulateur PI à un mini-ordinateur numérique pour régulariser la teneur en OD de l'usine pilote par ajustement du débit d'une valve d'admission d'air. La partie régulation consistait en un Programme FORTRAN IV, exécutable en temps réel, pouvant produire le nouveau signal de l'élément de commande finale à envoyer à la valve de réglage du débit d'air. D'autres étapes de programmation intervenaient aussi pour assister le régulateur. La forme de la vitesse appliquée de l'équation de réglage discret était:

$$\Delta m = K_p (e - e_1 + e \Delta t / K_I)$$

où:

- Δt = intervalle de réglage discret
- e_1 = écart précédent par rapport à la valeur de consigne au temps $t - \Delta t$

On apportait à la position initiale de la valve de réglage le changement nécessaire Δm pour obtenir la régulation voulue,

$$m = m_{\text{actuelle}} + \Delta m$$

Cela se fait facilement sur un processeur numérique en temps réel comme un mini-ordinateur. Même si la régulation était faite par un algorithme classique (PI), ce

n'était pas nécessairement le meilleur régulateur. Ces dernières années, on a fait des efforts pour se servir de régulateurs autoréglants adaptatifs. Ces régulateurs ont l'avantage de fournir de façon régulière des renseignements sur le processus, comme l'efficacité d'échange d'O₂ et le taux de consommation de l'oxygène. Pour le traitement des eaux usées, on devrait concentrer des efforts importants au développement efficace de ces régulateurs modernes et à leur utilisation. Ces efforts débordent du cadre de l'étude actuelle.

Le coefficient d'action du régulateur numérique PI était de 1,9, ce qui correspond à une bande d'action proportionnelle de 53%, de beaucoup inférieure aux valeurs rapportées de 200 à 250% pour un système d'aération en grandeur réelle à régulation de la soufflante²¹. Le temps d'intégration était de 0,25 h. En se basant sur des essais, on a choisi un intervalle de cinq secondes pour l'échantillonnage de l'OD et de 60 secondes pour la commande. On disposait donc de la moyenne de 12 mesures de l'OD pour chaque intervalle de commande. À l'usine où le réglage du débit d'air se faisait de façon manuelle, on le modifiait de façon périodique pendant la journée (de 8 à 18 h), afin d'essayer de maintenir l'OD à un minimum de 1,0 mg/L. Pour régulariser le débit d'air de l'usine sans réglage automatique, l'opérateur disposait de la mesure "en direct" de l'OD.

La figure 33 décrit la réaction moyenne sur 15 minutes de la quantité d'OD en réponse à une variation diurne typique des charges hydrauliques et organiques. Dans l'usine avec régulation automatique, on est parvenu à régulariser efficacement l'OD à une valeur de consigne de 2 mg/L. On constate que la concentration en OD diminue légèrement lors des augmentations rapides de la demande d'air et augmente légèrement lors des diminutions de la demande d'air. La variation du débit d'air à cette usine, indicatrice de la charge traitée, se reflétait dans celle de la concentration en OD de l'usine sans autoréglage. À cette dernière, les modifications manuelles du débit d'air à 13h et à 18 h ne suffisaient pas à maintenir une teneur en OD supérieure à 1 mg/L. Pendant à peu près sept heures, elle fonctionnait avec moins de 1 mg/L et, pendant onze heures, avec plus de 2 mg/L. Avec un débit d'air constant pendant la période de 24 h, l'apport d'air aurait dû être supérieur de 70 % à celui de l'usine avec autoréglage pour permettre de maintenir une concentration minimale en OD de 2 mg/L à la charge de pointe. Comme on le voit à la Figure 33, il reste quand même possible, avec la régulation manuelle, d'obtenir des économies d'environ 35 % de l'air utilisé. En grandeur réelle, les économies de consommation réelle d'énergie par réglage de la soufflante seraient fonction de l'efficacité de l'échange d'O₂ et de celle de la soufflante^{11,19}.

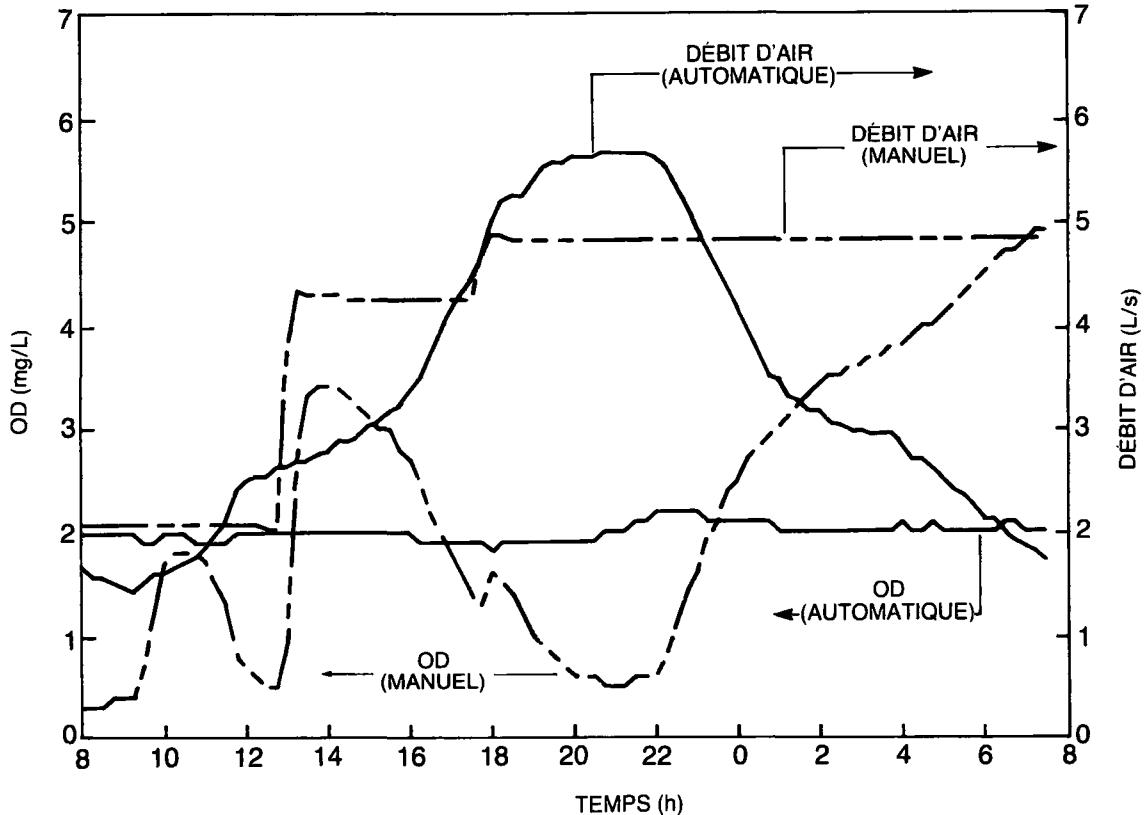


FIGURE 33 CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS ET DÉBIT D'AIR POUR 24 h AUX USINES AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE

Les données montrant les concentrations quotidiennes, minimales et maximales, en OD pour les deux usines sont tracées à la figure 34 pour une période de 130 jours. La variation réelle de la teneur en OD à l'usine avec régulation automatique était régulièrement celle montrée à la figure 33 et les valeurs extrêmes observées à la Figure 34 étaient d'ordinaire brèves et dues à des facteurs externes. Dans le cas de l'usine sans régulation automatique, les valeurs minimales et maximales de la concentration en OD étaient approchées et maintenues pendant des intervalles importants. Même avec des réglages manuels fréquents du débit d'air, des teneurs minimales en OD inférieures à 1 mg/L étaient souvent atteintes. Du point de vue énergétique, on observait un gaspillage important d'air, la concentration maximale en OD approchant le point de saturation. À l'usine sans régulation automatique, les pointes et les creux de la concentration moyenne quotidienne en OD revenaient tous les sept jours, coïncidant avec le cycle hebdomadaire de la charge de l'usine. La régulation de la teneur en OD doit donc tenir compte des variations quotidiennes et hebdomadaires de la demande en oxygène et des besoins de mélange.

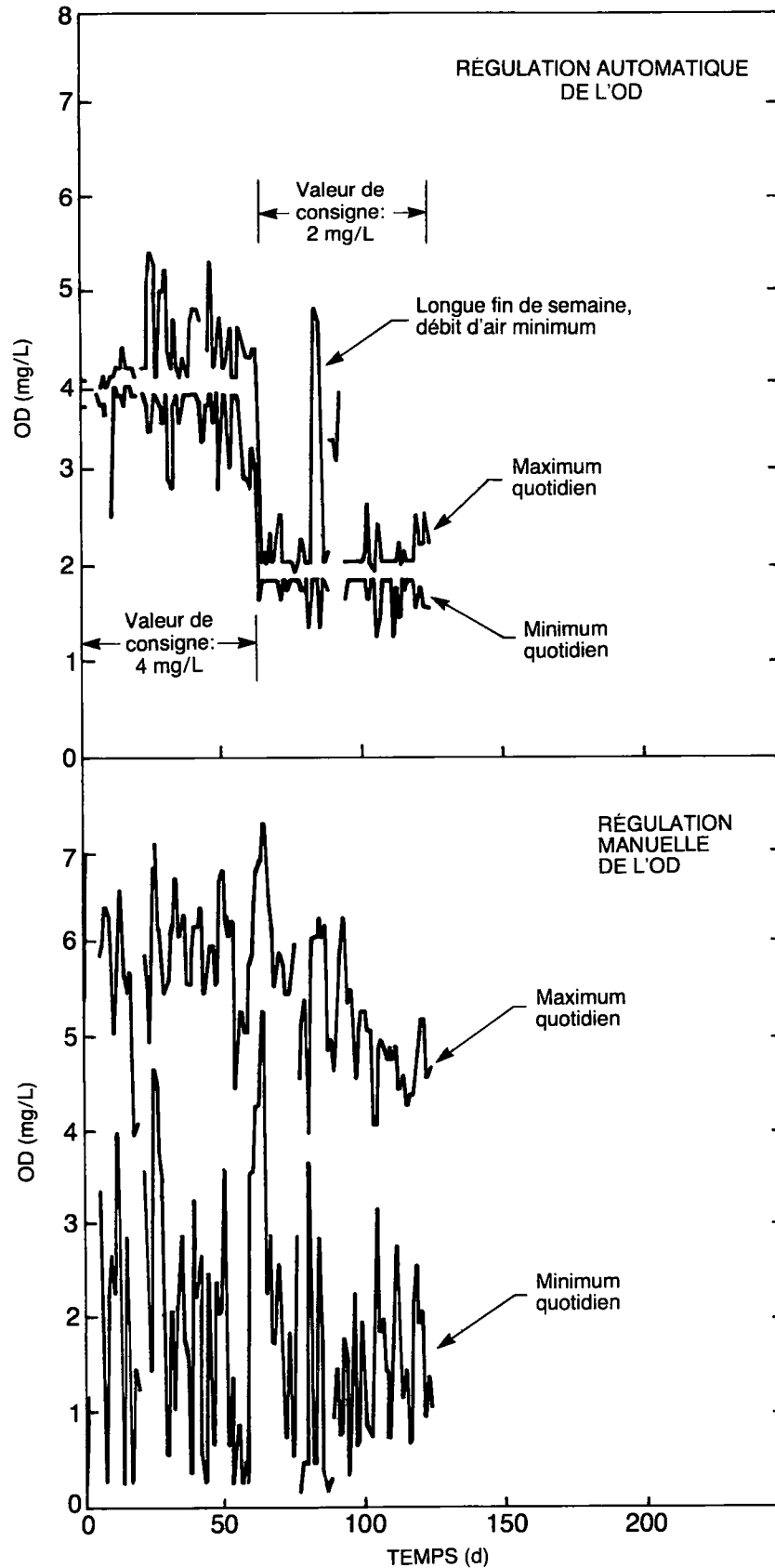


FIGURE 34

CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS DANS LES SYSTÈMES D'AÉRATION AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE

Durant la période étudiée pour le contrôle de l'OD, l'usine sans régulation automatique aurait un écart-type de la concentration d'OD de 0,9 mg/L. En comparaison, l'écart-type de la concentration en OD dans l'usine avec régulation automatique était de 0,2 mg/L à la valeur de consigne de 2,0 mg/L. À la valeur de consigne de 4,0 mg/L, l'écart-type était de 0,1 mg/L.

La concentration en OD du système sans régulation automatique approchait le point de saturation presque tous les jours au creux des charges hydrauliques et organiques de traitement diurne, alors que celle du système automatique était régularisée à la valeur de consigne (figures 33 et 34). Comme le montre la demande relative en air à diverses valeurs de consigne de la teneur en OD et à diverses concentrations de saturation, les fortes teneurs en OD maintenues alors dans le système sans régulation automatique influaient directement sur les besoins en énergie (figure 35). La meilleure efficacité d'échange est maintenue avec le plus de force agissante possible à une teneur en OD de 0 mg/L. Cependant, ce n'est en général pas là la concentration la plus propice au bon fonctionnement, mais il en va de même de la concentration de saturation. À cause de la relation entre le débit d'air et la consommation d'électricité, on peut parvenir à des économies importantes d'apport d'air à des charges inférieures au niveau maximal prévu. Ces économies seront fonction de la relation dynamique entre le coefficient global d'échange d'oxygène ($K_L a$) engendré par un système d'aération donné et la puissance ou le débit d'air fourni (Q_a):

$$K_L a = f(Q_a)$$

Le CTEU, s'efforce présentement (1982) d'étudier ces relations. En pratique, on doit évaluer les économies monétaires pour chaque usine, étant donné que tous les facteurs régissant les économies, y compris le coût de l'énergie, sont spécifiques à chaque endroit.

La figure 36 montre la relation entre les mesures automatiques de l'échange d'oxygène, du débit d'air et de l'élimination de substrat (en équivalent d'O₂) pendant une période de 24 heures pour l'usine pilote de Burlington. La concentration en OD était régularisée à 2 mg/L. À cette usine, il y avait des variations diurnes du débit et de la charge en substrat. On peut voir qu'il y avait une différence importante entre les amplitudes relatives du débit d'air nécessaire à la régulation de l'OD et l'échange réel d'oxygène.

Des recherches effectuées par Clifft et Andrews²² ont montré que la charge en substrat n'exerce pas une demande immédiate d'échange d'oxygène, et qu'elle n'est pas

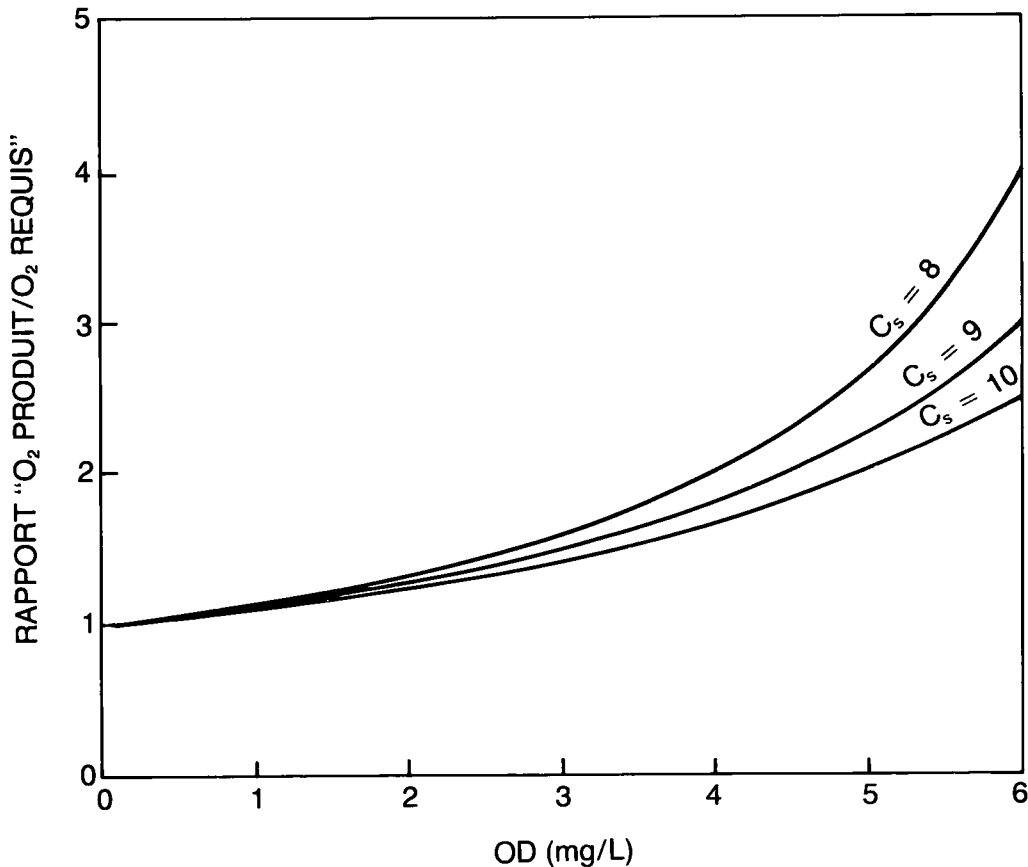


FIGURE 35 RAPPORT ENTRE L'OXYGÈNE PRODUIT ET L'OXYGÈNE REQUIS PAR LA BIOMASSE À DIVERSES CONCENTRATIONS DE SATURATION EN OD ET À DIVERSES CONCENTRATIONS EN OD DANS LE RÉACTEUR

nécessairement un indicateur précis du besoin instantané en oxygène. C'est plutôt le besoin instantané en oxygène qui est un bon indicateur des conditions de charge moyenne et on peut s'en servir pour estimer l'élimination des substrats à l'usine. Les aires sous les courbes d'échange d'oxygène et d'élimination de substrat (figure 36) étaient presque égales pendant 24 heures, ce qui représentait donc des masses égales. On a fait des constatations similaires pour les systèmes en grandeur réelle.

La figure 37 montre la distribution des débits d'air moyens quotidiens pour la période de 130 jours. Pour un temps de rétention des matières solides de 10 jours (TRM 10 d), des économies importantes ($\sim 29\%$) d'air fourni (valeur médiane) étaient évidentes pour l'usine avec régulation automatique en comparaison de celle où il n'y en avait pas. Ces économies augmentaient avec la demande d'air. En comparant les valeurs médianes pour des TRM 10 d et 3 d à l'usine avec régulation automatique, on peut voir une indication d'économie accrue d'utilisation d'air (figure 37). Pour un TRM plus court, on obtenait une

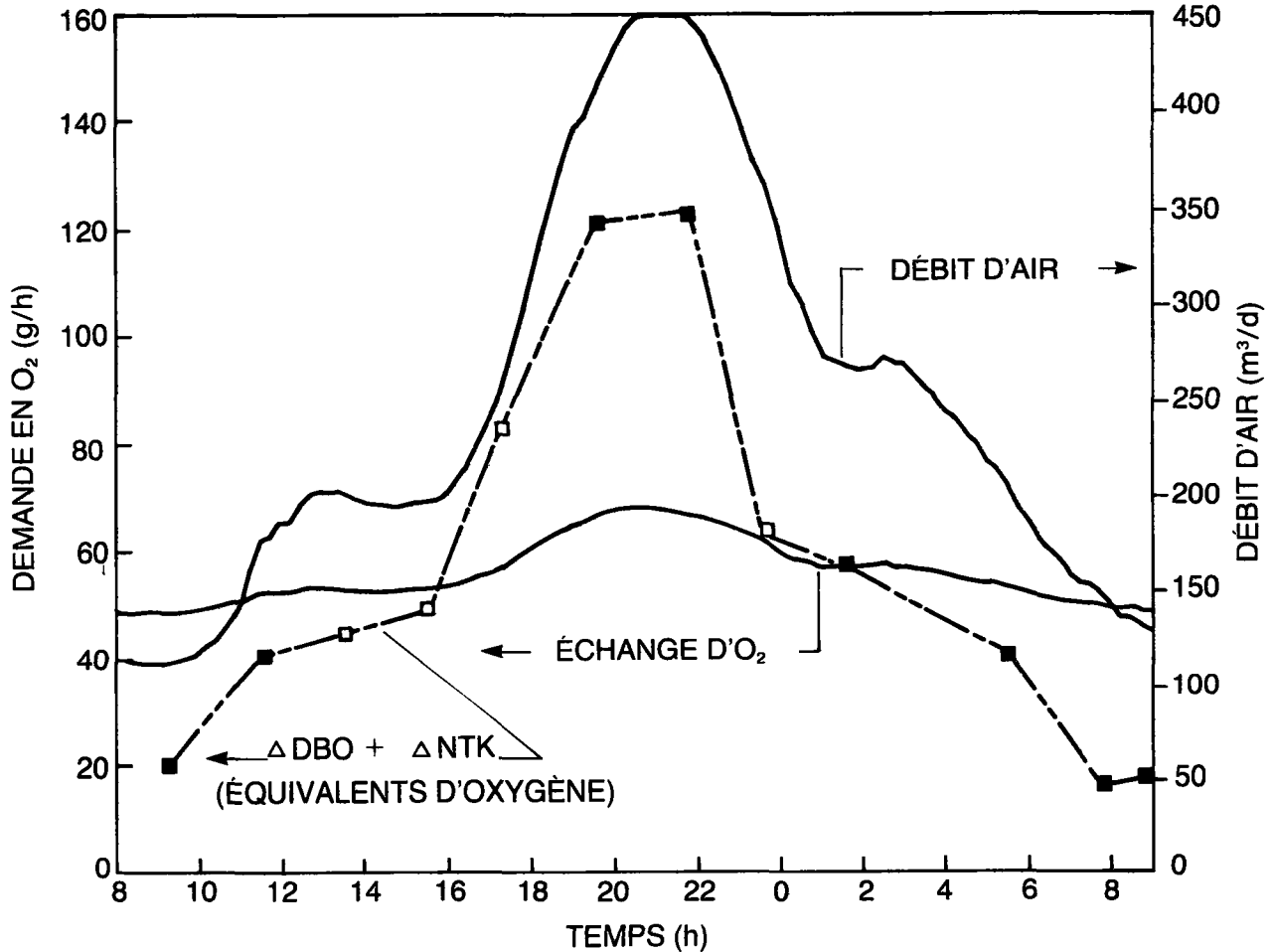


FIGURE 36 RELATION ENTRE L'ÉCHANGE D'OXYGÈNE, L'ÉLIMINATION DE SUBSTRAT ET LE DÉBIT D'AIR DANS DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNE

économie additionnelle de 16%. À une température de 15°C, la nitrification n'était pas moins efficace. À l'usine avec régulation automatique, on aurait pu parvenir à des économies beaucoup plus importantes d'utilisation d'air en choisissant une valeur de consigne de 2 mg/L pour la concentration en OD pendant toute la période. La régulation de la concentration en OD et des débits d'air moyens plus faibles pourraient permettre d'améliorer la décantation des boues et de diminuer la concentration de matières solides en suspension dans l'effluent^{23,24}.

À l'usine avec régulation de la concentration en OD, le TRM a été aussi réglé de façon automatique pendant environ la moitié de la période de 130 jours. On a analysé les données appariées des usines parallèles pour l'IVB et les matières solides en suspension dans l'effluent (MSE) pour l'ensemble de la période et pour chaque période séparée avec ou

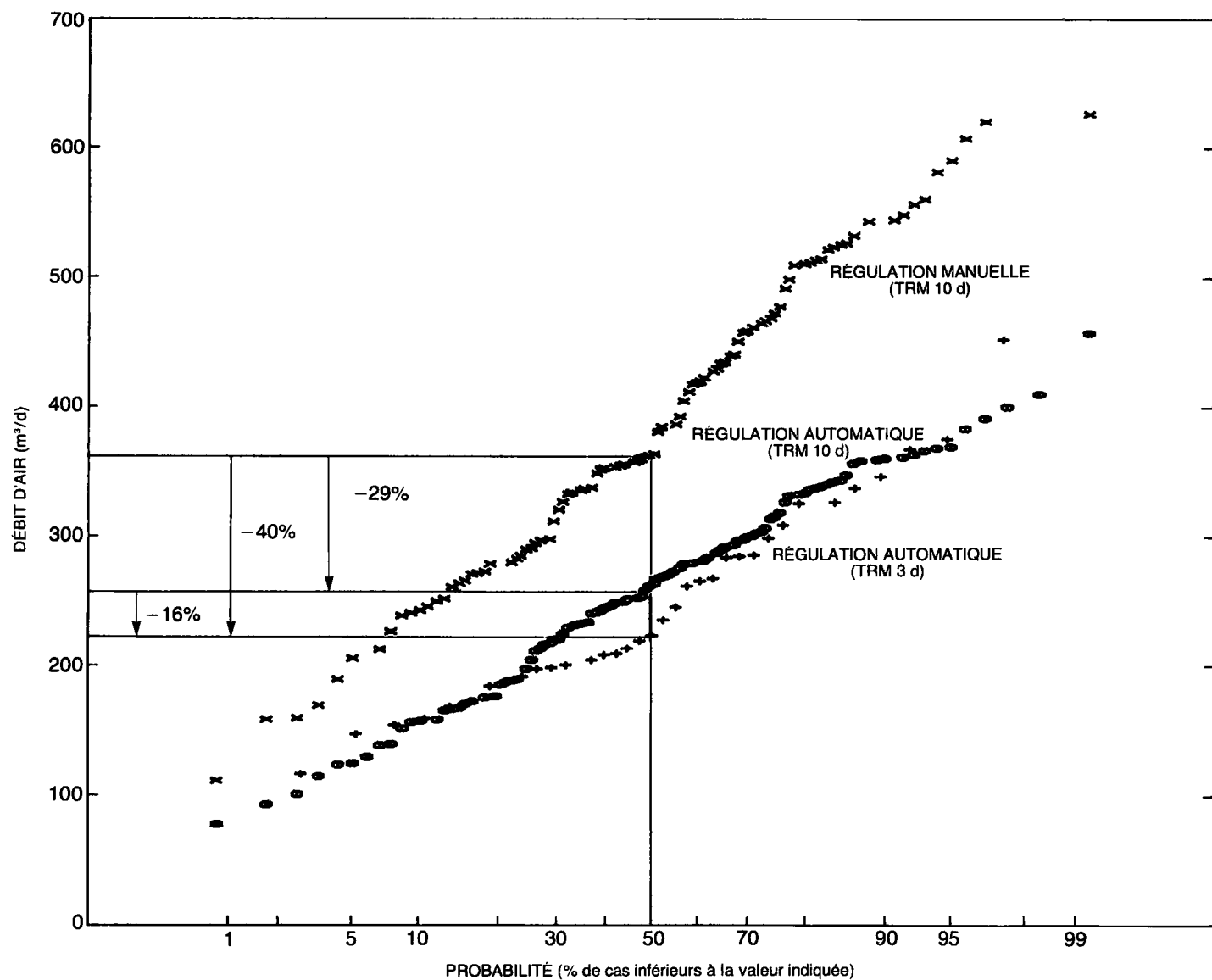


FIGURE 37 DISTRIBUTION DES DÉBITS D'AIR QUOTIDIENS MOYENS POUR LES USINES AVEC RÉGULATION MANUELLE ET AUTOMATIQUE

sans réglage automatique du TRM. Pendant toute la période, le TRM a été limité à 10 jours. Le tableau 19 donne la liste des données sur l'IVB, le MSE et le TRM pour les divers modes d'opération indiqués. Les modes 1 et 2 et la combinaison des modes 1 et 2 s'appliquent à la discussion des matières solides en suspension dans l'effluent et de l'IVB avec ou sans régulation de la concentration en OD. En termes de valeur moyenne ou d'écart-type journaliers pour chaque ensemble de données ou pour leur combinaison, la qualité de l'effluent, basée sur la mesure gravimétrique des MSE d'un échantillonnage composite en fonction sur 24 h, n'était pas statistiquement différente entre les usines.

Jusqu'à la 130^e journée, il semblait y avoir correspondance entre les IVB des usines parallèles (figure 38); cependant, d'après les données obtenues pour le mode 1 et l'ensemble des données, les valeurs obtenues pour l'usine avec régulation de la concentration en OD étaient significativement plus faibles et montraient moins de variation (tableau 19). Même si cela est difficile à vérifier avec les données disponibles, l'autorégulation de la concentration en OD semble atténuer jusqu'à un certain point les variations d'IVB. Cela peut sembler logique vu l'effet des niveaux de concentration en OD sur la décantation des boues²³.

Les travaux en grandeur réelle effectués par Wells à Fairfield (Californie) sur la régulation de la concentration en OD montraient aussi une amélioration significative de la décantation des boues (IVB) et la prévention du foisonnement entre des trains parallèles avec ou sans régulation de la concentration en OD²⁵. Dans ce cas-là, un seul décanteur suffisait avec régulation de la concentration en OD, alors qu'il en fallait deux sans régulation.

5.2 Régulation du temps de rétention des matières solides

Les tendances actuelles de la régulation du procédé à boues activées laissent à penser que le réglage du TRM (appelé aussi âge des boues ou temps moyen de séjour dans le bassin) est l'une des méthodes les plus appropriées dont dispose l'opérateur d'une usine. La technique en question est équivalente au maintien à long terme du régime permanent du rapport matières nutritives/micro-organismes (MN/MO) et elle permet le calcul de la masse de boues à rejeter. Le TRM est une mesure de temps moyen ou un floc, exprimé en MSLM ou en MVSLM, reste en traitement. C'est aussi une mesure directe du taux de croissance spécifique moyen observé (μ) de la culture, en négligeant la décomposition endogène²⁶:

$$\mu = \text{TRM}^{-1}$$

TABLEAU 19 COMPARAISON APPARIÉE D'USINES PARALLÈLES SOUS DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT

Mode de fonctionnement	Usine A		Usine B		TRM cible (d)	VALEURS MOYENNES ± ÉCART-TYPE				MSE (mg/L)							
	OD	TRM	OD	TRM		TRM (d)		Sign.*	N(d)	IVB (mL/g)		Sign.*	N(d)	MSE (mg/L)			
						A	B			A	B			A	B	Sign.*	N(d)
1	~	x	x	x	10	10,5 ± 1,5	9,9 ± 1,8	Oui	55	151 ± 102	211 ± 130	Oui	49	11 ± 9	10 ± 8	Non	52
2	~	~	x	x	10	10,6 ± 1,9	10,5 ± 2,3	Non	67	211 ± 128	230 ± 156	Non	82	15 ± 12	17 ± 14	Non	73
1 & 2 ensemble	~	-	x	x	10	10,2 ± 1,7	10,3 ± 2,1	Non	122	188 ± 116	223 ± 147	Oui	131	13 ± 11	14 ± 12	Non	125
4	~	~	~	x	3	2,8 ± 0,4	3 ± 0,4	Non	39	106 ± 68	288 ± 279	Oui	42	22 ± 17	21 ± 14	Non	42
5	~	TCO**	~	~	3	3,5 ± 4,1**	3,3 ± 0,9	ND***	38	145 ± 92	143 ± 100	Non	47	24 ± 17	27 ± 17	Oui	37

* Les différences entre les usines A et B sont jugées significatives (Sign.) d'après le nombre de jours (N d) avec appariement des données.

** Bilan des matières solides de l'usine A basé sur le TCO; valeur médiane plutôt que moyenne rapportée pour le TRM.

*** ND: non disponible

~ Régulation automatique

x Régulation manuelle

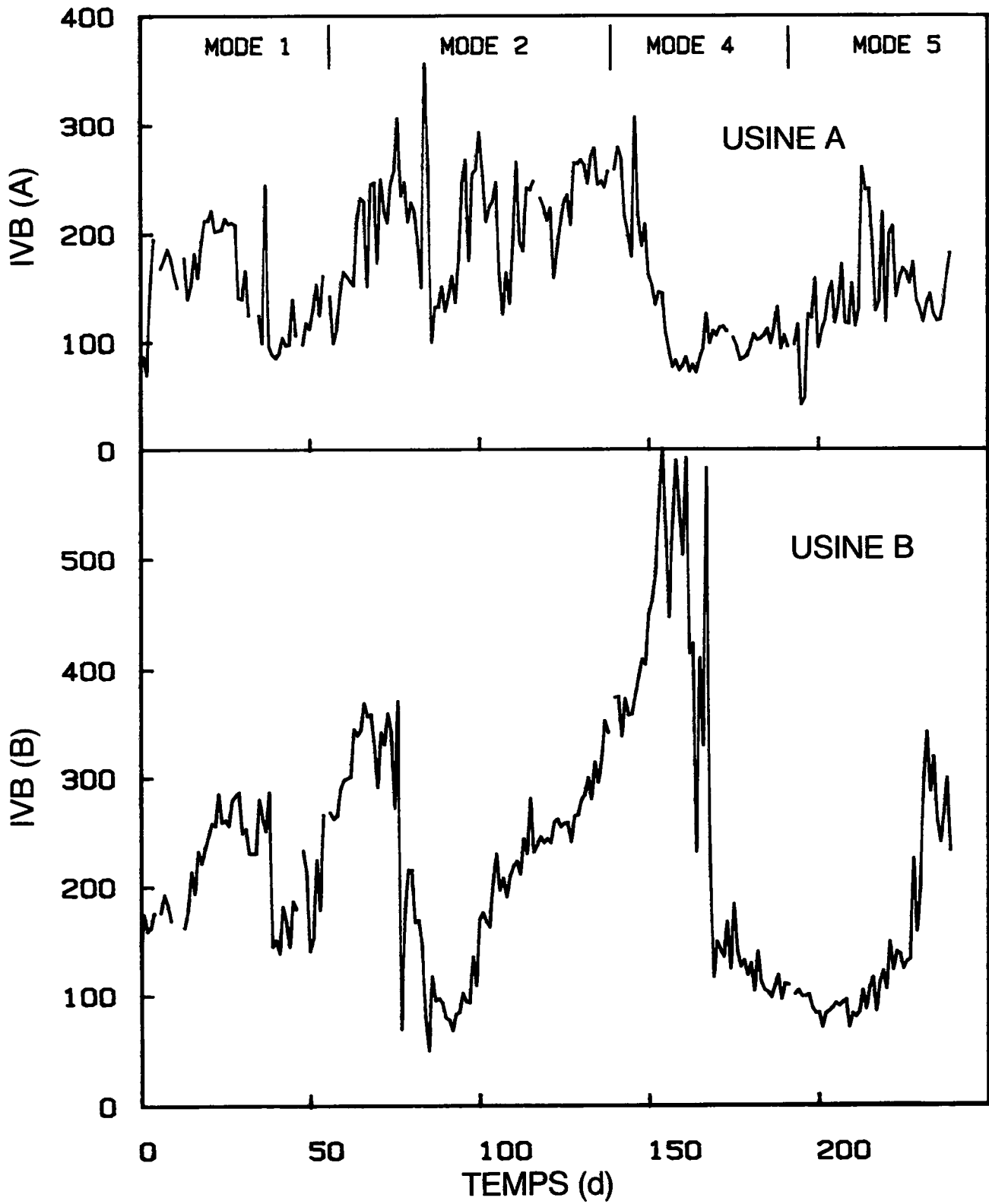


FIGURE 38

IVB D'USINES PARALLÈLES POUR DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT

Comme dans le cas de la concentration en OD, la régulation de taux de croissance et la minimisation de sa variance permettent d'obtenir un équilibre biologique plus stable et d'améliorer la gestion du processus opérationnel.

La régulation du TRM est basée sur un bilan massique direct des matières solides:

$$\begin{aligned} \text{TRM} &= \frac{\text{Masse des matières solides dans le bassin d'aération}}{\text{masse des matières solides dans l'effluent/jour} + \text{masse des matières solides rejetées/jour}} \\ &= \frac{(\text{MSLM})V}{(Q-W) \text{MSE} + W (\text{MSBAR})} \end{aligned}$$

où:

- MSLM = matières en suspension dans le liquide mixte
- V = volume du bassin d'aération
- Q = débit des eaux usées brutes
- W = débit des boues intentionnellement rejetées
- MSE = concentration des matières solides en suspension dans l'effluent
- MSBAR = concentration des matières en suspension dans les boues activées recyclées ou rejetées.

La variable dont le changement permet de maintenir le TRM à sa valeur de consigne, TRM_0 , est le débit des boues activées rejetées, R. Dans l'hypothèse où le rejet se produit dans le circuit des boues activées recyclées (BAR), on peut calculer le débit nécessaire en transposant l'équation précédente

$$W = (\text{MSLM} \cdot V / \text{TRM}_0 - Q \cdot \text{MSE}) / (\text{MSBAR} - \text{MSE})$$

La solution de cette équation pour W demande la substitution de TRM_0 par la valeur de consigne choisie, et des autres variables du processus par des valeurs connues. Les variables doivent être mesurées ou estimées pour une gestion efficace du bilan des matières solides. Cette nécessité peut se compliquer de facteurs réduisant la justesse et la précision des estimations à court terme, soit:

- i) changements de la concentration en MSBAR en fonction de la charge hydraulique du système, du débit variable du circuit BAR, des modifications dans la décantation, de la position du râteau du décanteur ou du rejet lui-même.

- ii) variation des MSE de façon importante en fonction du temps.
- iii) mesurage erroné possible du Q ou W.

Si le rejet est fait de façon intermittente, comme c'est le cas dans beaucoup des usines les plus petites, des variations importantes de la concentration en matières solides rejetées peuvent se produire. Elles rendent difficiles une estimation juste et précise du TRM par suite d'un échantillonnage au hasard, peu fréquent, pour l'analyse des matières solides et de mesures inadéquates du débit. L'Environmental Protection Agency des États-Unis a bien traité de ces difficultés¹.

Le CTEU s'est attaqué à ce problème en utilisant dans le circuit des instruments reliés à un mini-ordinateur HP et à son logiciel pour analyser le bilan massique défini par l'équation précédente et pour régler l'électrovalve commandant le rejet des boues de l'usine pilote afin de maintenir la valeur de consigne du TRM. Un programme FORTRAN IV déterminait le bilan des matières solides du système à régulation automatique et la masse des solides perdus dans l'effluent. La valeur de consigne du TRM était fixée par l'opérateur de l'usine pilote, mais elle était rarement modifiée. Comme le débit des boues rejetées était relativement faible à cause de la taille de l'usine, on effectuait le rejet de façon intermittente. L'horaire des rejets était souple et pouvait être modifié par l'opérateur de l'usine à l'aide de la console d'un mini-ordinateur. L'opérateur déterminait le moment d'ouverture de la valve de rejet, le volume maximal et la durée maximale pour chaque période de rejet. Ces décisions opérationnelles ont, jusqu'à un certain point, triomphé des problèmes qui auraient pu provenir de l'imprécision ou du fonctionnement défectueux des capteurs de l'usine. Le programme informatique servait aussi à faire d'autres vérifications de l'intégrité des signaux et du processus. Diverses alarmes sonnaient lorsqu'un problème se posait et sa description était présentée à l'opérateur sur l'imprimante ou la console du mini-ordinateur. Jusqu'au mode 5, le TRM de l'usine parallèle était réglé de façon manuelle par rejet direct en continu de matières solides du bassin d'aération (tableau 19).

Le tableau 20 donne un exemple du rapport informatique des opérations de rejet pour une journée de fonctionnement de l'usine avec régulation automatique. La première colonne donne l'heure à laquelle le rejet commençait. Dans cet exemple, le rejet était prévu à intervalles d'une demi-heure, depuis 3 h jusqu'à 7h30, après que la charge de pointe diurne soit passée par l'usine. Jusqu'à 6 h, dans chaque cas, la contrainte de volume maximal (message 14) a été atteinte et le rejet fut interrompu. À deux occasions (message 5), la concentration des boues activées est descendue en-dessous d'une

TABLEAU 20 HORAIRE DES REJETS À L'USINE, BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TRM, LE 9 SEPTEMBRE 1980

Heure (h)	Volume rejeté (L)	Masse dans le système (g)	Rejet accidentel (g)	Rejet intentionnel (g)	Message
3h	50	4 970	151	202	14
3h30	100	4 970	152	390	14
4h	150	4 970	153	566	14
4h30	200	4 970	154	734	14
5h	240	4 960	155	867	14
5h30	290	4 960	156	1 020	14
6h	340	4 940	157	1 160	14
6h30	390	4 930	157	1 290	5
7h	429	4 910	158	1 400	5
7h30	452	4 820	160	1 470	0
TRM réel		=	3,00 d		
TRM d'équilibre		=	3,00 d		
Valeur de consigne du TRM		=	3,00 d		

valeur arbitraire déterminée, ce qui a interrompu le rejet. À la dernière période prévue de rejet (7h30), aucune des contraintes n'a été dépassée et suffisamment de boues furent rejetées pour atteindre la valeur de consigne du TRM, soit trois jours. Une nouvelle période quotidienne de rejet commençait à 8 h. Ce sommaire s'est révélé utile aux opérations. Dans le cas d'un changement soudain du TRM instantané, un calcul se faisait automatiquement pour estimer l'équilibre réel du TRM. L'opérateur voyait les résultats affichés de la façon indiquée au tableau 20. L'équation suivante servait à calculer le TRM d'équilibre:

$$\text{TRM}_{\text{éq}} = \text{TRM} (e^{-\Delta t / \Delta \text{TRM}})$$

où: Δt = temps écoulé (en jours) depuis le calcul précédent, d'habitude un jour

ΔTRM = différence de TRM mesurée durant le temps écoulé

La figure 39 décrit le TRM instantané déterminé de façon gravimétrique pour les usines avec régulation automatique et manuelle pendant toute la période expéri-

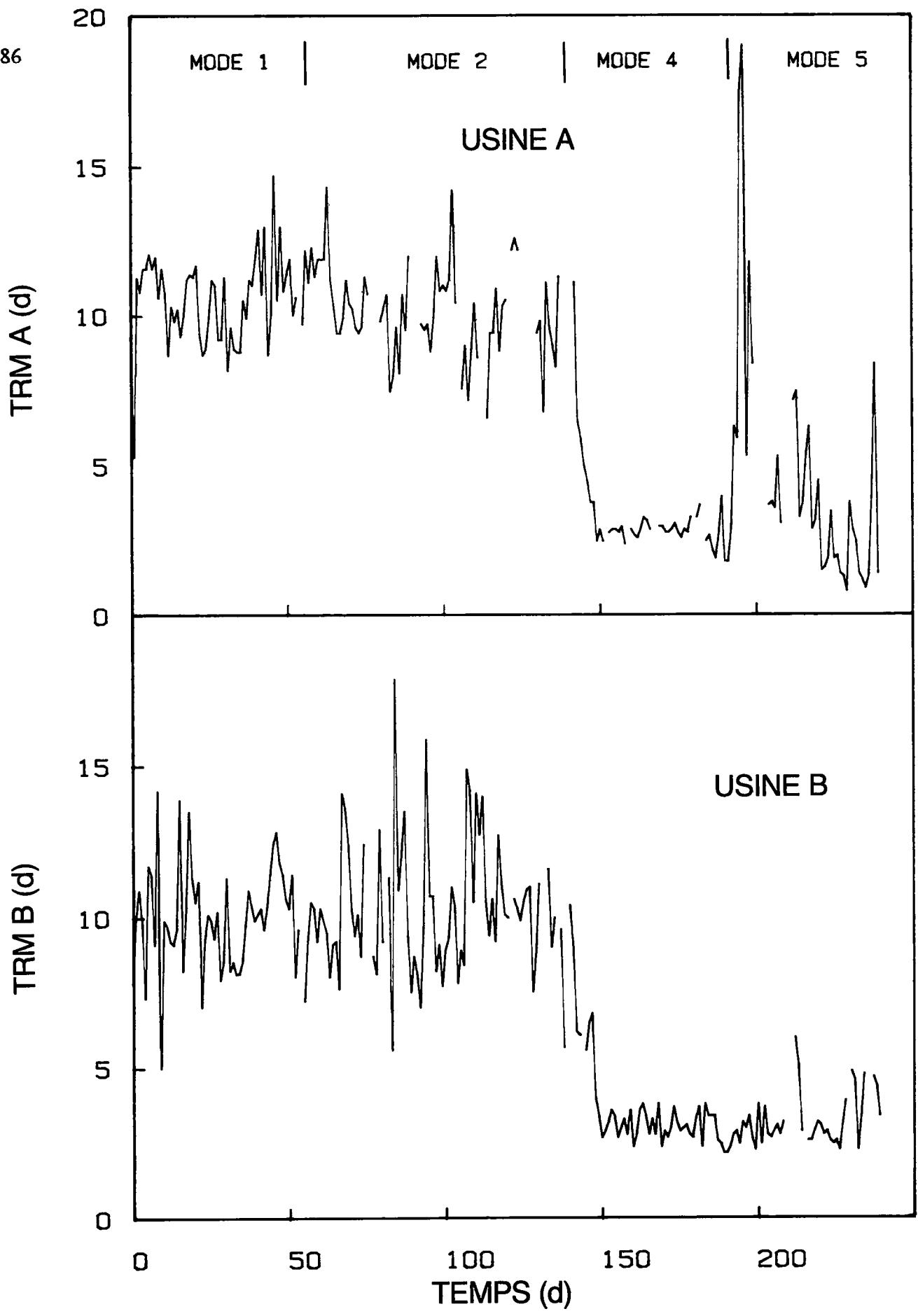


FIGURE 39 TRM INSTANTANÉS DÉTERMINÉS DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE POUR LES USINES PARALLÈLES

mentale décrite au tableau 19. Pour la partie du programme avec régulation automatique du TRM, les valeurs de consignes du TRM étaient de 10 jours pour le mode 2 (jours 57 à 141) et de 3 jours pour le mode 4 (jours 150 à 193).

Après le 193^{ème} jour, à l'usine où la régulation du TRM se faisait auparavant de façon automatique, la régulation des rejets des matières solides s'est faite d'après le taux volumétrique de consommation d'oxygène (TCO) par les micro-organismes (mode 5). Pendant le programme de régulation du TCO, la régulation du TRM devint informatisée à l'usine parallèle où elle se faisait jusque là (avant le 193^{ème} jour) de façon manuelle. On traite séparément de cette période plus loin.

Avant la régulation automatique de TRM, la régulation à la valeur de consigne de 10 jours se faisait de façon manuelle aux deux usines. On n'a effectué les comparaisons entre les usines (tableau 19) que lorsque des données appariées étaient disponibles. D'après celles-ci, on n'a observé aucune différence importante entre les TRM moyens des usines parallèles pendant les périodes de régulation automatique à l'une ou l'autre des valeurs de consigne du TRM (modes 2 et 4). Pendant la période de régulation du TRM à 10 jours, on a observé une petite diminution de l'écart-type à l'usine avec régulation automatique en comparaison de ce qui s'est passé à l'usine parallèle avec régulation manuelle; cependant, on a aussi observé une différence similaire d'écart-type lorsque le TRM des deux usines était régularisé de façon manuelle (mode 1). Pour une valeur de consigne du TRM de trois jours (mode 4), on n'a observé aucune différence de variabilité du TRM entre les usines parallèles à cause du fort volume de boues qu'il fallait rejeter de façon intentionnelle en comparaison des modes de fonctionnement avec un TRM de 10 jours. Pendant les phases de régulation automatique du TRM, on n'a observé aucune différence de qualité de l'effluent en considérant les MSE (tableau 19 et figure 40). On a observé de fortes différences des valeurs moyennes d'IVB des deux usines (tableau 19) et de leur évolution (figure 38). On n'a pas déterminé si ces différences entre les usines provenaient de la régulation de la concentration en OD, de la régulation du TRM ou d'un autre facteur inconnu. Les conclusions de Wells²⁵ et de Sezgin et coll.²⁷ suggèrent que la régulation de la concentration en OD serait le facteur responsable. L'investigation des effets de la régulation automatique sur la décantation des boues demande des travaux supplémentaires.

Les résultats indiquent que la régulation instantanée du TRM par ordinateur peut être équivalente à une régulation manuelle "bien effectuée". La régulation manuelle décrite dans le présent article était soigneuse et représente la meilleure situation possible. Les matières résiduelles étaient mesurées avec précision et régularisées par

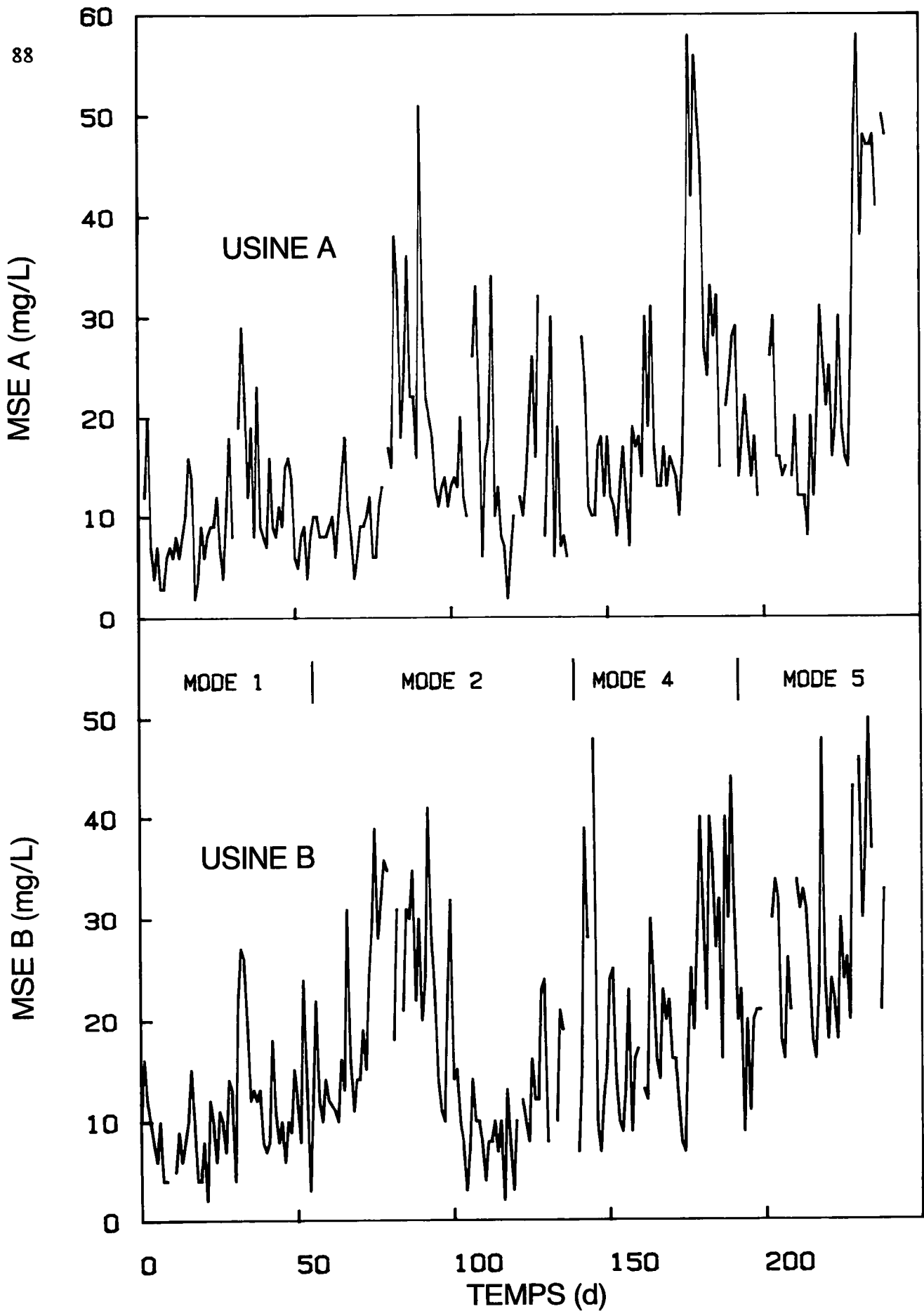


FIGURE 40

MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT MESURÉES DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE DANS LES USINES PARALLÈLES

échantillonnage composite des effluents ainsi que par collecte, mélange complet et analyse gravimétrique de l'ensemble des boues rejetées intentionnellement. En grandeur réelle, cela serait très difficile et l'on pourrait s'attendre à ce que la variation du TRM instantané dans le mode de régulation manuelle soit plus forte que celle rapportée ici. Normalement, le personnel d'une usine ne fait l'échantillonnage qu'une fois ou deux par jour et il n'effectue la régulation qu'en se basant sur ces seuls résultats. Ce problème est parmi ceux identifiés comme étant les plus sérieux facteurs de limitation de l'efficacité d'une usine¹. L'accroissement de l'utilisation d'instruments en circuit et de régulation informatique des autres processus ayant lieu à l'usine signifie que la capacité de régulation automatique du TRM existe bel et bien et qu'elle continuera d'exister. Il est nécessaire de vérifier en grandeur réelle la technique de régulation automatique du TRM parallèlement au processus manuel pour en approfondir les répercussions.

5.3 Régulation du taux de consommation d'oxygène (TCO)

Une des hypothèses propres à la régulation du TRM est qu'une fraction constante des matières solides volatiles en suspension dans le liquide mixte (MVSLM) est vivante et active. Cela est probablement plus près de la vérité dans le cas des cultures pures, ce que ne sont pas les boues activées. Dans des conditions opérationnelles qui ne sont pas optimales ou qui sont toxiques, l'hypothèse peut être totalement inadéquate. On accepte cependant en général que la biomasse active est indiquée de façon précise par le TCO.

Déjà en 1969, Brouzes²⁸ rapportait l'utilisation, en France, du taux volumétrique de consommation d'O₂ (TCO) pour contrôler et régulariser les systèmes à boues activées. Le TCO était mesuré en direct par régulation et mesure de la concentration en OD et du débit d'air. La connaissance du pouvoir d'oxygénation ou de l'efficacité d'échange d'O₂ du système d'aération permettait de calculer automatiquement le TCO. En France, la régulation d'une centaine d'usines se fait actuellement par cette technique avec un équipement analogique ou numérique²⁹. À la base, la régulation dépend du débit de boues rejetées afin de maintenir un taux de croissance spécifique et un TCO choisi. Brouzes²⁸ a présenté une quantité limitée de renseignements montrant que cette technique réduit vraiment les variations du taux de croissance.

Dans le cas des cycles diurnes répétitifs de la charge d'une usine, le TCO correspond à peu près à l'activité respiratoire endogène pendant la période de faible charge. Ce genre de cycle est très fréquent dans les usines d'épuration des eaux d'égout des municipalités. Le cycle exact est spécifique à chaque endroit. En général, les faibles

charges organiques et hydrauliques se produisent tôt le matin, p. ex. entre 3 et 6 heures. Des accroissements brusques de la charge hydraulique diurne peuvent précéder l'augmentation de la charge organique de plusieurs heures. Pour l'activité domestique, cela est vrai en général, mais difficile à prédire. Le matin, entre 6 et 10 heures, de fortes concentrations en $N-NH_4$ peuvent prédominer, mais cela aussi est spécifique à chaque endroit³⁰.

Pour calculer en direct le TCO dans le cas d'un système à diffusion d'air à mélange complet, on doit estimer ou mesurer plusieurs paramètres du processus, entre autres: la concentration en OD (C), la température (t), le débit d'air (Q_{air}), les débits d'eaux usées brutes (Q) et du recyclage (R), la concentration de saturation de O_2 dans l'effluent (βC_s), et le coefficient d'échange d' O_2 ($K_L a$) du système d'aération dans les conditions du traitement, et le volume de liquide dans le bassin d'aération (V). Des facteurs de correction pour la température sont nécessaires pour $K_L a$ et C_s . Pour les méthodes, les limitations et les problèmes que l'on peut rencontrer à l'estimation du $K_L a$, on devrait consulter le document récemment publié par l'EPA des États-Unis, intitulé "Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard"³¹.

On peut poser une équation de bilan massique pour bassin d'aération:

$$O_2 \text{ accumulé} = \text{Entrées d}'O_2 - \text{Sorties d}'O_2$$

Si la concentration en OD est négligeable dans les circuits d'alimentation et de recyclage, on obtient:

$$VdC/dt = K_L a \cdot V(\beta C_s - C) - TCO' - (Q+R) \cdot C$$

Si la concentration en OD du bassin d'aération est régularisée à une valeur de consigne stationnaire, tel que mentionné auparavant,

$$dC/dt = 0$$

et le TCO peut être calculé après transposition de l'équation précédente

$$TCO' = K_L a \cdot V \cdot (\beta C_s - C) - (Q+R) \cdot C$$

Le taux volumétrique de consommation d'oxygène est calculé en divisant le tout par le volume, ce qui donne

$$TCO = K_L a \cdot (\beta C_s - C) - (Q+R) \cdot C/V$$

En pratique, $K_L a$ est souvent fonction linéaire du débit d'air avec limites:

$$K_L a = mQ_{air} + b$$

où: m = pente
 b = ordonnée à l'origine

ainsi que de la température:

$$(K_L a)_T = K_L a_{20} \cdot \theta^{T-20}$$

où: θ = 1,024
 T = température, °C
 C_s = 515,28 / (T+35)

pour un système donné d'aération par diffusion d'air ayant une géométrie fixe et des caractéristiques d'un fluide. Des essais effectués par Sorensen⁷ et le CTEU ont montré que la βC_s est relativement constante dans l'effluent des boues activées et très voisine de la valeur théorique (C_s) pour l'eau pure (β , $\approx 1,0$). Des tests doivent être effectués pour évaluer la relation entre le $K_L a$ et le débit d'air dans des systèmes réels. Dans le cas des systèmes d'aération par brassage, le $K_L a$ pourrait être relié à la puissance de l'aérateur plutôt qu'au débit d'air.

Pendant le processus, la valeur du $K_L a$ peut être affectée par les changements en distribution d'air, le colmatage des diffuseurs, les surfactifs et les matières solides en suspension. Sorensen⁷ et Kayser³² ont montré que le $K_L a$ du processus est à peu près le même dans un réacteur à boues activées à mélange complet produisant un effluent de bonne qualité (moins de 30 mg/L de DBO₅) que dans l'eau du robinet. Boon³³ a aussi montré que le rapport $K_L a(\text{processus}) / K_L a(\text{robinet})$ se situe entre 0,8 et 1,0 à la décharge des réacteurs en continu à boues activées non homogènes. Ces résultats montrent que l'on peut obtenir par des mesures expérimentales de bonnes estimations de la relation entre le $K_L a(\text{processus})$ et le débit d'air pour les réacteurs à mélange complet. On a rapporté peu de travaux précis concernant l'estimation en direct du rapport $K_L a(\text{processus}) / K_L a(\text{robinet})$. Holmberg³⁴ a donné des indications excellentes du potentiel d'estimation en direct. Ce domaine demande davantage de recherches, surtout pour déterminer les valeurs du $K_L a(\text{processus})$ qui varie dans le temps et dans l'espace. Afin de satisfaire à ce besoin, le CTEU étudie l'emploi de régulateurs autorégulants de la concentration en OD pour permettre l'estimation en direct de l'état et des paramètres.

La figure 41 montre la relation déterminée de façon expérimentale entre le $K_L a$ et le débit d'air à l'usine pilote du CTEU pendant la période de rejet de boues avec régulation du TCO. La pente de la relation tracée indique que, pour cette usine pilote, de fortes augmentations du débit d'air n'amèneraient que de modestes améliorations à

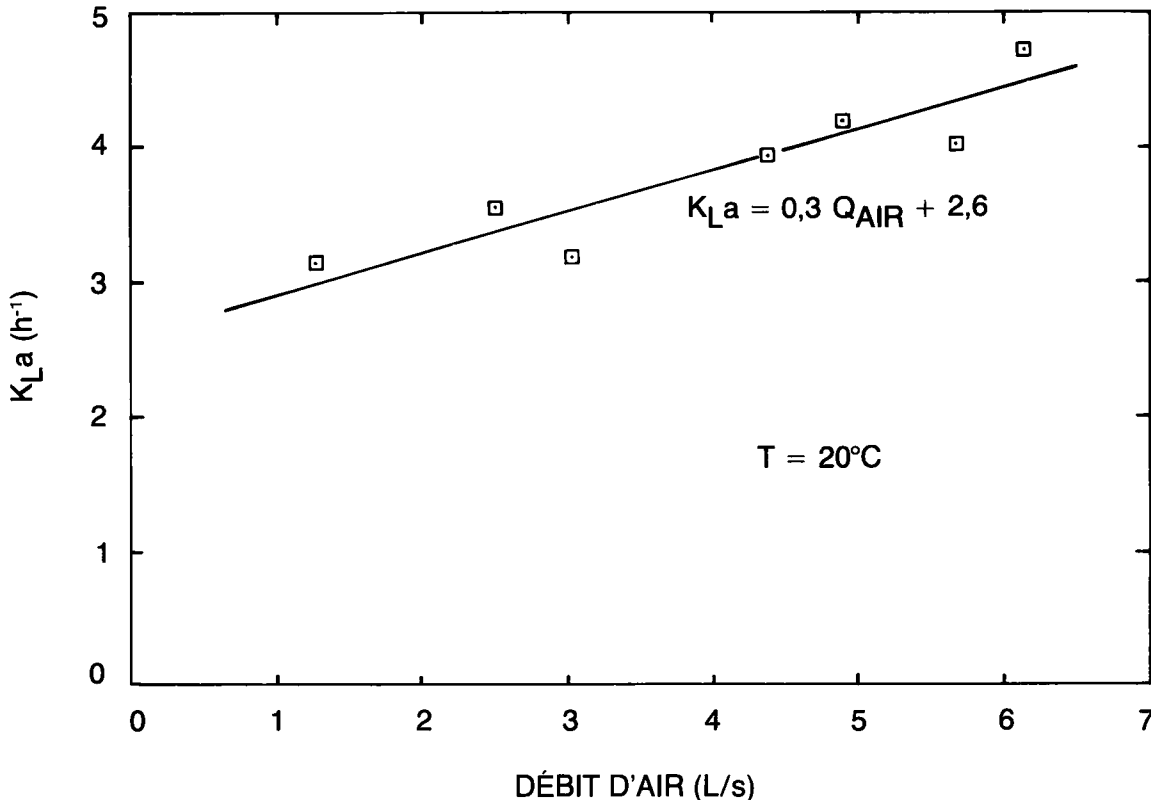


FIGURE 41 RELATION ENTRE LE $K_{L}a$ ET LE DÉBIT D'AIR À L'USINE PILOTE

l'efficacité d'échange d' O_2 dans la plage d'intérêt. Cela a des répercussions importantes dans le choix de l'équipement d'aération, car des augmentations minimales du débit d'air sont énergétiquement souhaitables pour satisfaire à l'augmentation de la demande en O_2 . La consommation d'air a un effet direct sur les besoins énergétiques d'une usine et un échange efficace d' O_2 est essentiel.

La période de régulation d'après le bilan des matières solides basé sur le TCO (mode 5, tableau 19) a commencé à l'une des usines parallèles le 194^e jour et s'est poursuivie jusqu'à la fin de l'étude. À l'autre usine, l'approche a été celle de la régulation automatique du TRM en fixant la valeur de consigne à trois jours.

Les équations précédentes ont servi à calculer le TCO du réacteur de l'usine pilote avec l'aide d'instruments en direct reliés au mini-ordinateur. Le TCO a été calculé à intervalles de cinq secondes et la moyenne faite à intervalles de 15 minutes, à l'aide d'un programme FORTRAN IV avec extensions en temps réel. Comme pour la régulation du TRM, le rejet programmé de boues s'effectuait à la charge de pointe habituelle du soir. Le rejet se faisait d'habitude n'importe quand après 3 h, afin que les estimations du TCO s'approchent de l'équivalent endogène vers la fin de la période de 24 h, à 8 h.

Le but de la régulation est de limiter les pertes de boues afin de maintenir une activité spécifique de la biomasse en terme de TCO pour la charge prévue pour le lendemain. La valeur de consigne du TCO était choisie pour assurer le degré nécessaire d'activité de la biomasse et d'oxydation du substrat. On déterminait la valeur de consigne en étudiant les registres de l'usine indiquant que le traitement avait été adéquat à un certain TCO mesuré.

Au CTEU, une valeur de consigne de 22 mg/L•h du TCO volumétrique donnait en moyenne un TRM à l'équilibre d'environ trois jours pour les eaux usées de Burlington. Cette valeur conduisait à un traitement que l'on considérait égal à celui obtenu, en moyenne, à l'usine par régulation automatique du TRM. Le tableau 21 résume les rejets effectués le 2 octobre 1980 à l'usine pilote avec régulation du TCO. Ce tableau montre que les rejets ont commencé à 3 h, comme l'opérateur de l'usine pilote l'avait programmé sur la console du miniordinateur, et qu'ils ont continué à intervalles d'une demi-heure. À la fin de cette période de 24 heures, la valeur de consigne de 22 mg/L•h du TCO n'était pas atteinte, car les contraintes de volume de boues éliminées et de durée étaient dépassées à chaque période de rejet (messages 13 et 14). Dans chacune des deux usines parallèles, l'OD était régularisé automatiquement à une valeur de 2 mg/L.

La figure 42 montre le TCO calculé pour la période de 24 heures du 2 octobre 1980. Les charges hydrauliques et organiques de pointe se sont produites vers 20 h. Le TCO de pointe concordait avec la charge de pointe par suite de l'accroissement de l'activité microbienne de synthèse cellulaire et de respiration oxydative. Après 3 h, moment où le rejet de boues commença, on pouvait voir que le TCO décroissait à un taux à peu près constant qui, comme l'indique le tableau 21, coïncide avec le taux de rejet de boues. La valeur de consigne de 22 mg/L•h visée pour le TCO n'a pas été atteinte à l'intérieur des contraintes de temps ou de rejet allouées pour les conditions de charge particulières à l'usine. Le TCO final pour la période de 24 h, atteint à 7h30, avait une valeur de 22,85 mg/L•h. On peut aussi voir que le TRM instantané n'était que de 1,74 d, indiquant une activité relativement élevée pendant le processus et que, par conséquent, la quantité maximale admissible de boues a été éliminée afin de réduire l'activité mesurée par le TCO. En général, on a observé de fortes charges et une activité élevée pendant les jours du milieu de la semaine, ce qui amenait une augmentation des rejets et une diminution des TRM instantanés. Les données apparaissant à la figure 42 correspondent au cycle d'un jeudi (le 2 octobre 1980). Le TRM instantané dans le système parallèle était de trois jours. De façon réciproque, à cause de la diminution des charges et de la diminution correspondante du TCO, il y avait pendant la fin de semaine moins de rejet de

TABLEAU 21 HORAIRE DES REJETS BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TCO À L'USINE, LE 2 OCTOBRE 1980

Heure (h)	Volume rejeté (L)	Masse dans le système (g)	Rejets accidentels (g)	Rejets intentionnels (g)	TCO (mg/L·h)	TCOS (mg/g MSLM·h)	Message*
3h	50	5205	98	476	26	11,4	14
3h30	100	5222	188	912	26	11,2	14
4h	140	5234	101	1220	26	11,0	14
4h30	185	5241	103	1560	25	11,4	14
5h	229	5239	104	1865	24	11,8	13
5h30	272	5232	105	2115	24	11,8	13
6h	312	5220	104	2330	23	12,0	13
6h30	350	5205	106	2520	23	12,9	13
7h	386	5187	107	2700	23	13,0	13
7h30	421	5146	108	2850	22	12,6	13

TRM instantané = 1,74 d
 TRM à l'équilibre = 2,66 d
 Valeur de consigne du TCO = 22,00 mg/L·h

* Le message 13 indique que la contrainte de temps est dépassée; le message 14 indique que la contrainte de volume est dépassée.

boues à l'usine fonctionnant avec régulation de TCO qu'à celle où il y avait régulation automatique de TRM.

La figure 43 résume la distribution de probabilité des TRM instantanés de chaque usine pendant la période de régulation du TCO. Les médianes des TRM étaient à peu près égales soit environ 3,5 jours pour l'usine avec régulation du TCO et 3 jours pour l'usine avec régulation du TRM; cependant, le TRM du système avec régulation du TCO variait de façon importante. Les données montrent que le TRM instantané à l'usine avec régulation du TCO suivait un cycle hebdomadaire où les valeurs élevées apparaissaient d'habitude pendant la fin de semaine. Cela concordait avec des charges organiques faibles. La baisse du TCO par suite de la diminution de la respiration a causé moins de rejet de boues à l'usine avec régulation du TCO pendant les périodes de faibles charges et davantage de rejet aux fortes charges organiques. Comme plusieurs auteurs l'ont souligné, le TCO est un indicateur efficace de l'activité et de la croissance microbiennes et peut être suivi avec des analyseurs existants d'OD et du débit d'air.

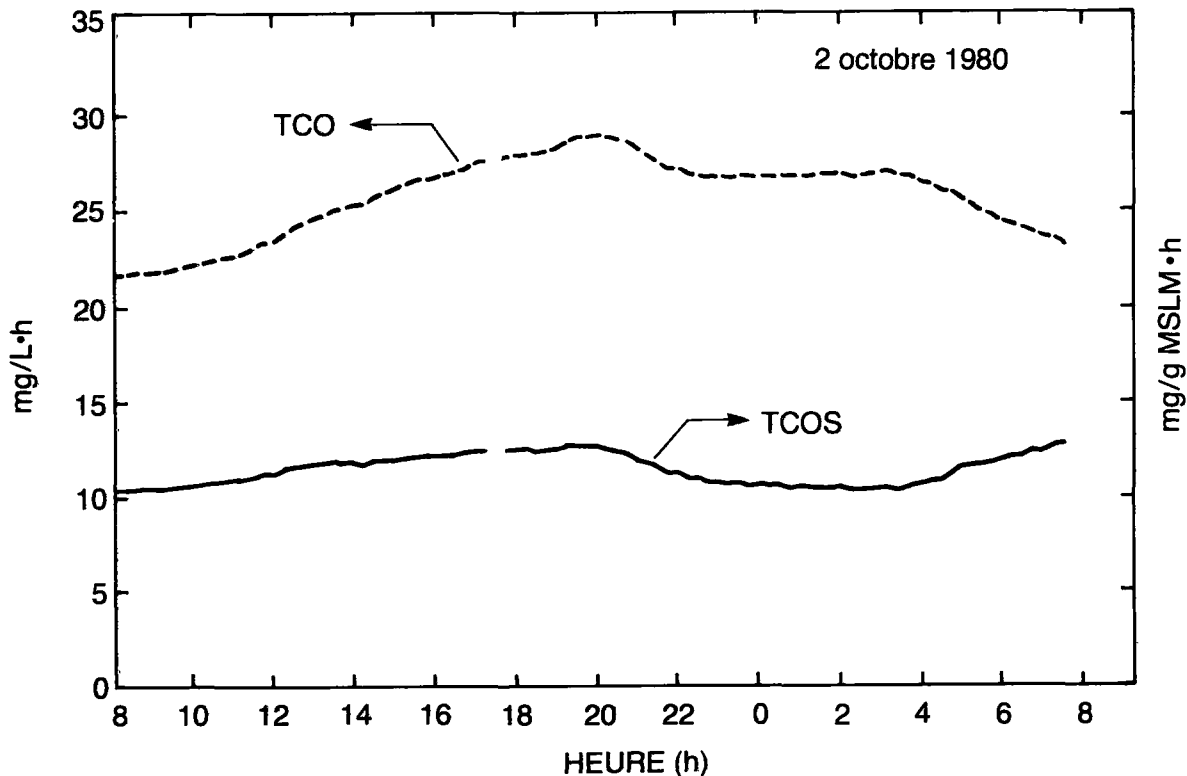


FIGURE 42 TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE ET TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE SPÉCIFIQUE, LE 2 OCTOBRE 1980

L'appariement des données a permis d'observer une légère amélioration de la moyenne des matières solides en suspension dans l'effluent (MSE) de l'usine avec régulation de TCO en comparaison de celle de l'usine avec régulation du TRM (tableau 19). Il faudrait davantage de données pour indiquer de façon convaincante une différence réelle dans les MS dans les effluents sur une longue période.

Même si la différence des moyennes d'IVB n'était pas significative pendant la période de régulation du TCO, la variation de l'IVB et sa valeur de pointe à l'usine avec régulation du TRM étaient beaucoup plus élevées qu'à l'usine avec régulation du TCO. La période étudiée n'était pas suffisante pour déterminer si les modes de régulation de la quantité totale de boues influent de façon significative sur l'IVB de chaque usine.

Il faudrait davantage de travaux pour évaluer complètement l'importance de la régulation de la quantité totale des boues d'après la consommation d'oxygène, mais c'est là un mode techniquement faisable qui réduit de façon efficace les variations d'activité microbienne mesurées par le TCO. Tel que mentionné par Holmberg³⁴, les travaux ultérieurs devraient viser à l'estimation récursive du TCO et du K_L du processus. Tous

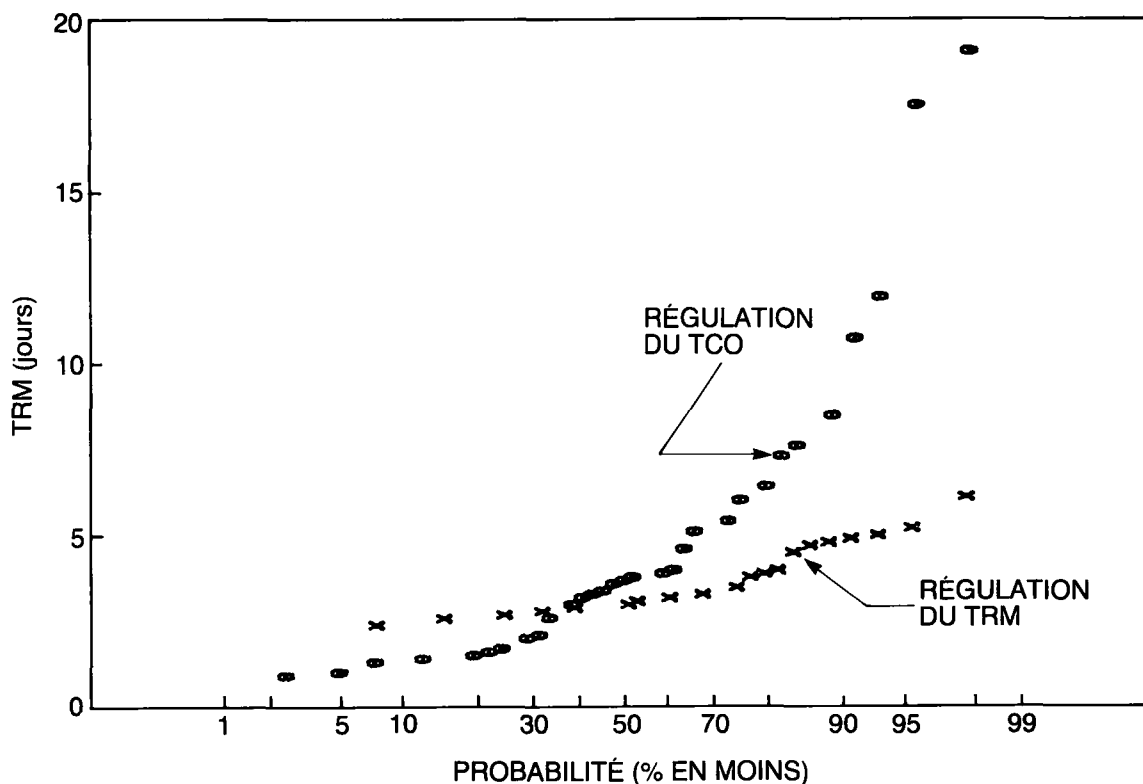


FIGURE 43 DISTRIBUTION DES TRM INSTANTANÉS AUX USINES AVEC RÉGULATION DU TCO ET DU TRM

les travaux expérimentaux devraient être effectués sur des périodes suffisamment longues pour vérifier les observations.

5.4 Régulation dynamique de l'alimentation étagée

Pour atténuer les apports transitoires que des charges soudaines font subir au processus et la variation diurne normale des charges en respectant les contraintes imposées par la régulation du TRM, on a besoin de techniques additionnelles de régulation. Avec l'apparition de la technologie informatisée abordable et de l'équipement de détection en direct, on a dirigé davantage ces efforts vers le développement de moyens à court terme^{35,36}.

Le taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS) décrit par Andrews³⁷ est un indicateur dynamique de l'activité des boues, de la nature des polluants et de la concentration en substrat dans le réacteur, et il est défini ainsi:

$$\text{TCOS} = \text{TCO}/X$$

où: TCOS est le taux de consommation d'oxygène spécifique ($\text{mg O}_2/\text{g MSLM}\cdot\text{h}$), TCO est le taux volumétrique de consommation d'oxygène ($\text{mg O}_2/\text{L}\cdot\text{h}$), et X est la concentration en MSLM (g/L).

La régulation du TCOS à une valeur de consigne fournirait une méthode de régulation du procédé à boues activées exposé aux charges transitoires. Une valeur constamment faible du TCOS indiquerait que l'élimination des composés organiques de l'affluent est complète.

Un système d'alimentation en plusieurs étapes (figure 44) peut permettre de faire varier la distribution de la charge aux divers points de l'aérateur, provoquant pendant un court intervalle la redistribution des matières solides d'un compartiment à l'autre du système. Tel qu'indiqué plus haut, le TCOS est fonction de la concentration en MSLM; on peut le maintenir à une valeur de consigne dans le dernier compartiment en changeant le mode de contact de l'affluent. Le fait de maintenir constant le TCOS dans le dernier compartiment devrait régulariser la concentration du substrat dans l'effluent rejeté au décanteur secondaire.

5.4.1 Simulations informatiques. Il n'est pas économiquement ou physiquement possible de vérifier toutes les variantes des modifications ou des changements de traitement envisageables des systèmes en grandeur réelle ou à l'échelle pilote à cause de la longueur des temps de réaction caractéristiques des systèmes biologiques. Pour arriver à une compréhension générale de la dynamique des processus, on s'est servi d'un modèle dynamique de simulation informatique décrivant la modification par alimentation étagée du procédé aux boues activées. Ces renseignements ont servi à mettre au point un plan de régulation dynamique et une conception expérimentale du système à l'échelle pilote.

On a utilisé une simulation informatique du processus d'alimentation étagée, afin de:

- a) comprendre la dynamique de la distribution des matières solides dans le système après un changement du mode du contact de l'affluent,
- b) déterminer si le TCO du dernier compartiment du procédé d'alimentation étagée était directement relié à la concentration en substrat de ce même compartiment,
- c) déterminer l'effet qu'un changement de la concentration en substrat de l'affluent (alimentation étagée) avait sur le TCOS et la concentration en substrat de l'effluent, et
- d) déterminer si les cinétiques de croissance et de décomposition de la biomasse devraient être considérées dans la conception du régulateur.

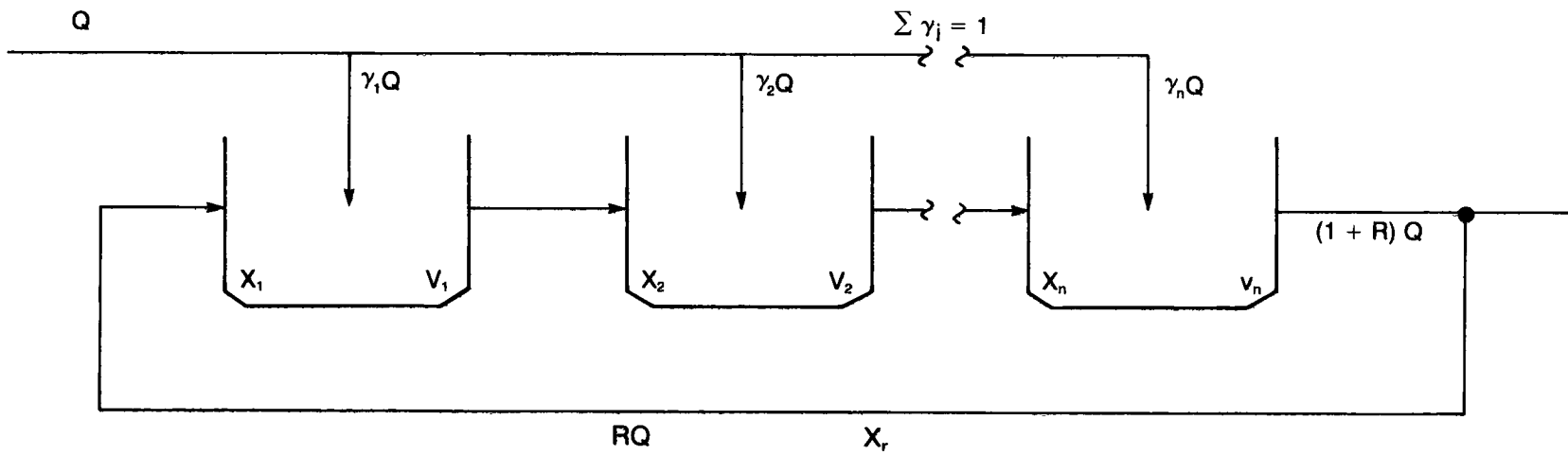


FIGURE 44 SCHEMA DE L'ALIMENTATION ETAGÉE

À l'université Clemson, Andrews et ses collaborateurs^{38,39} ont proposé des dynamiques et des interactions microbiennes décrivant la partie aérateur du procédé à boues activées. Comme le montre la figure 45, le modèle consiste en un système séquentiel de réactions biologiques. La concentration de la partie volatile de la biomasse de l'aérateur était subdivisée en fractions stockées, actives et inertes (non viables). Dans la littérature, Ekama et Marais⁴⁰ ainsi que Clift et Andrews²² ont prouvé la justesse de cette description du réacteur biologique.

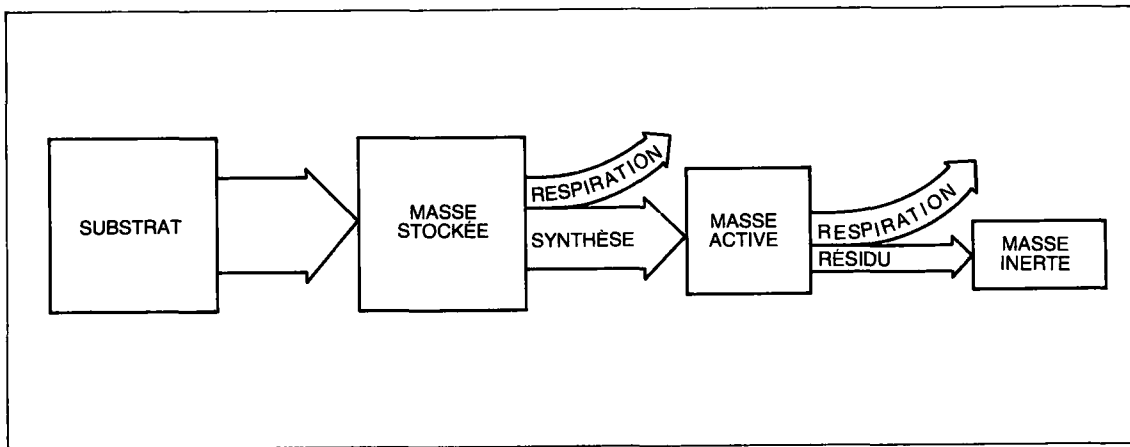


FIGURE 45 MODÈLE DE CLEMSON DES RÉACTIONS BIOLOGIQUES²

L'un des principaux défauts de la modélisation du procédé à boues activées fut une représentation inadéquate des capacités du décanteur secondaire, ce qui rend difficile la prévision des concentrations en matières solides en suspension dans l'effluent. Comme il était prévu que ce modèle simulé serait un dispositif de sélection, on s'est servi d'un modèle simplifié de décanteur. Pour estimer la concentration des boues recyclées, on a fait un bilan massique aux environs du décanteur en faisant l'hypothèse que les concentrations en matières solides dans l'effluent étaient constantes.

On a inclus dans le modèle la possibilité de faire fonctionner N bassins en série avec distribution de l'affluent d'alimentation étagée (figure 44). Les conditions simulées de fonctionnement d'une usine étaient celles dont l'application était prévue à l'usine pilote.

Les conditions de régime permanent étaient atteintes pour N compartiments reliés en série avec distribution du débit de l'affluent dans le premier compartiment ($a_1 = 1$); le débit de l'affluent était alors amené au dernier compartiment ($a_N = 1$). Les figures 46, 47 et 48 montrent les réactions transitoires des concentrations en MSLM, des concentrations du substrat dans le réacteur, et des TCOS pour un système d'alimentation étagée à trois compartiments.

La comparaison des figures 47 et 48 indique une relation directe entre le TCOS et la concentration en substrat des compartiments. Cela prouvait la justesse de la proposition de Andrews³⁷ (1977) envisageant l'utilisation du TCOS pour mesurer la concentration en substrat. En gardant constante la valeur du TCOS, on devrait pouvoir régulariser la quantité de substrat dans l'effluent.

Une fois les conditions de régime permanent atteintes pour $a_3=1$, on a un apport étagé (A_3) en concentration de substrat allant de 130 à 300 mg de DBO/L au temps t_6 (1,5 h) (figure 49). Une augmentation rapide du TCOS dans le troisième compartiment

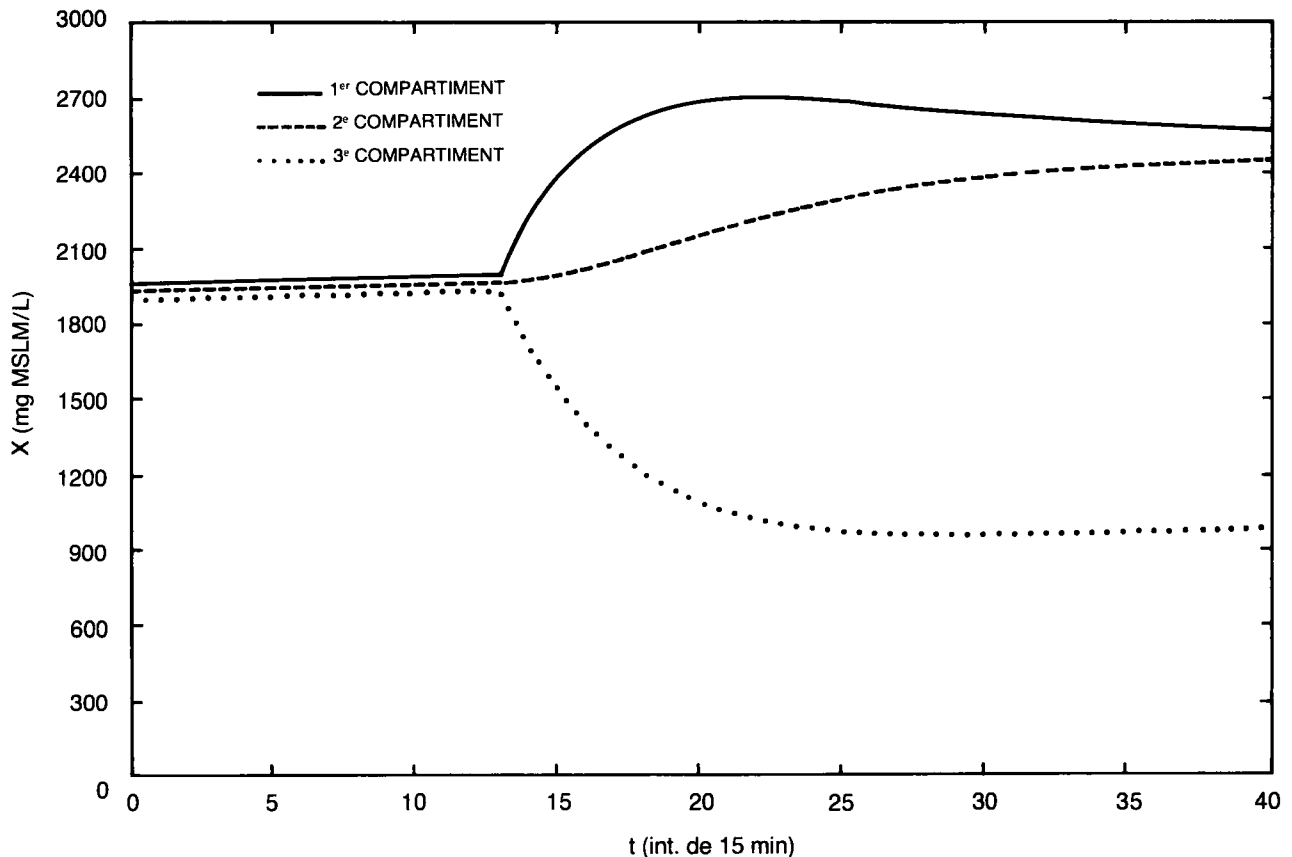


FIGURE 46 MODÈLE DE CLEMSON DES MSLM RÉSULTANTES

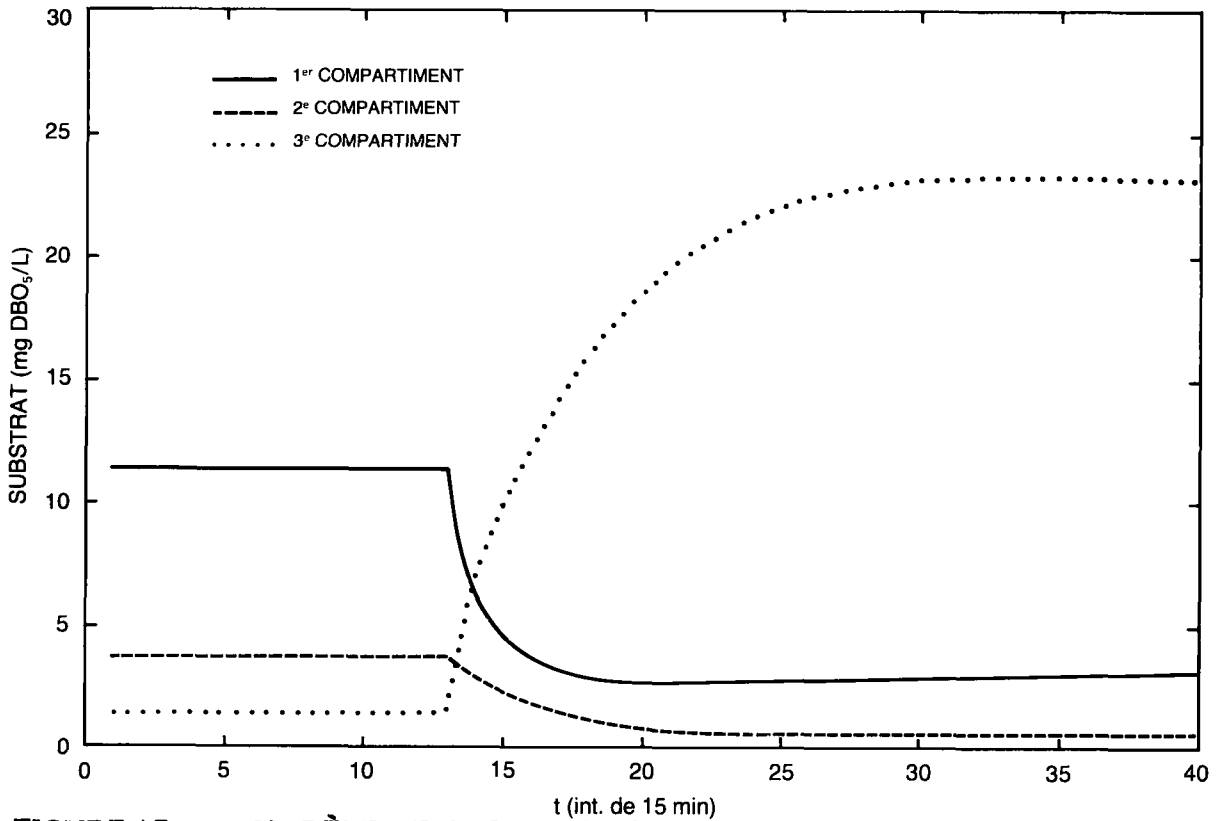


FIGURE 47 MODÈLE DE CLEMSON DE LA CONCENTRATION EN SUBSTRAT RÉSULTANTE

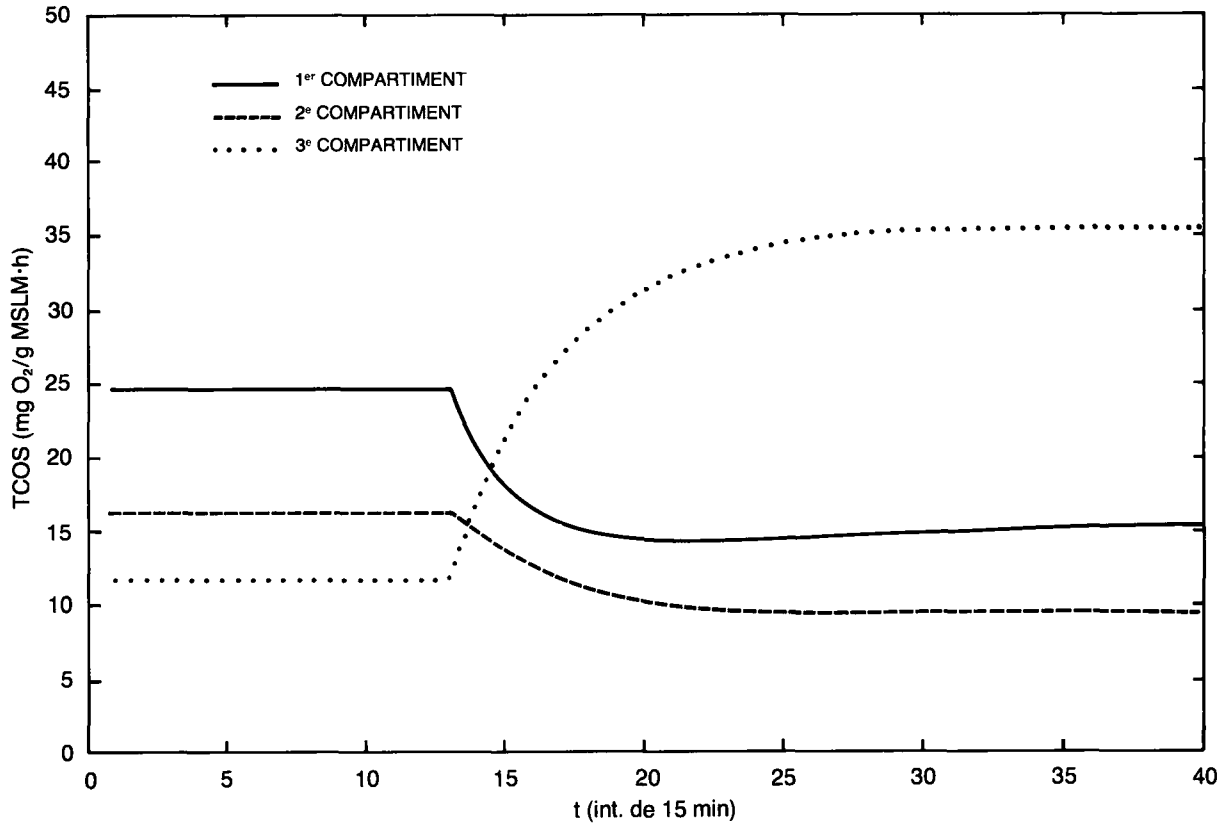


FIGURE 48 MODÈLE DE CLEMSON DU TCOS RÉSULTANT

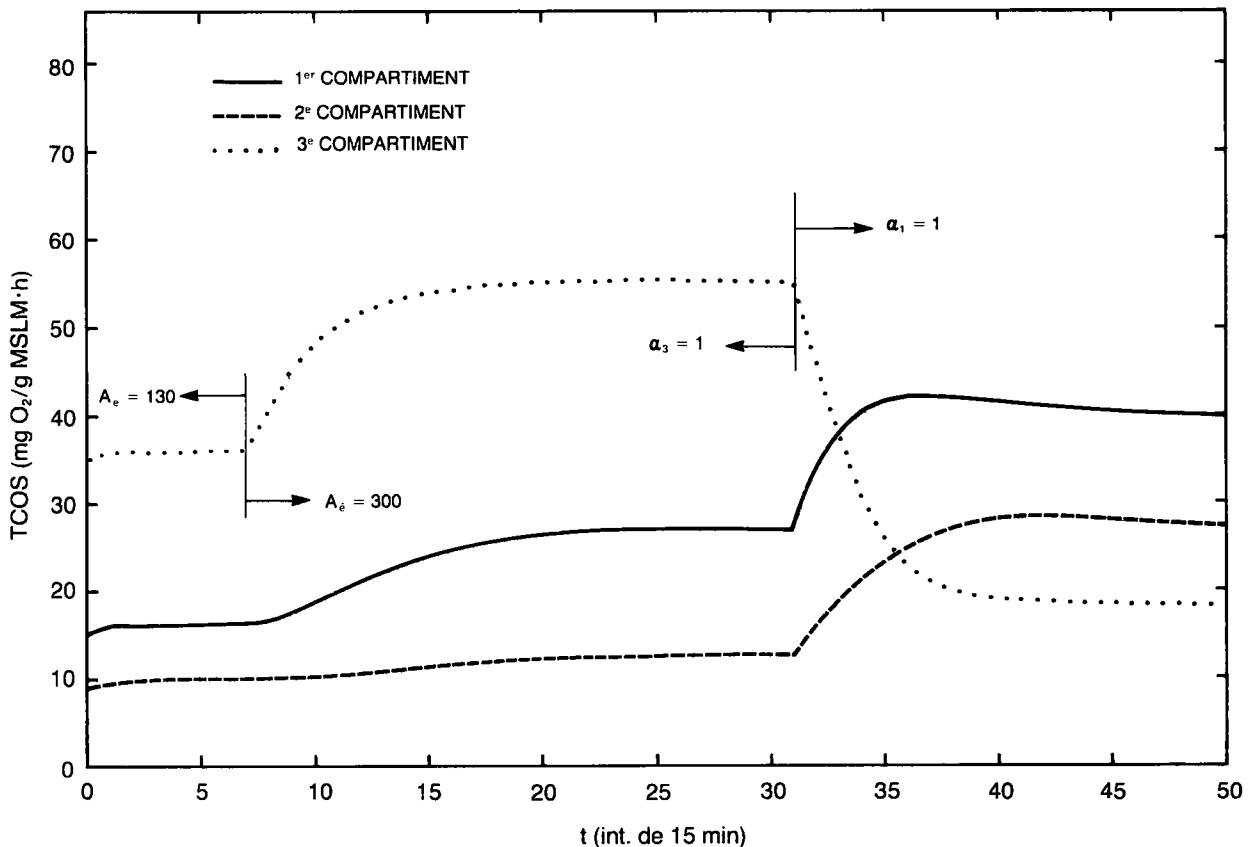


FIGURE 49 TCOS RÉSULTANT DU TEST DE L'AFFLUENT ÉTAGÉ (MODÈLE DE CLEMSON)

s'est produite à cause de la faible concentration en MSLM en régime stationnaire.

Pour compenser l'accroissement de la charge organique, on a augmenté la concentration en matières solides du dernier compartiment en dirigeant tout l'affluent vers le premier compartiment ($\alpha_1=1$) au temps t_{32} (7,7 h). Après la modification étagée, le changement de la concentration en MSLM était à peu près de 620 mg/L·h et la croissance ainsi que la décomposition biologique résultantes atteignaient 30 mg/L·h. Pour la période de réaction, on peut négliger les changements mineurs causés par l'activité biologique. Le substrat amené au décanteur dans l'effluent était inférieur de plus de 30 unités de TCOS. Les temps de réaction des MSLM concordaient avec ceux observés auparavant en faisant passer tout l'affluent du premier au dernier compartiment.

En réaction à l'augmentation de la charge en affluent, le mode de contact fut rectifié de façon à distribuer davantage d'affluent à la partie avant de l'aérateur pour traitement maximal. Réciproquement, on aurait distribué l'affluent à la partie arrière de l'aérateur s'il s'était produit une baisse de la charge de l'affluent. L'importance de la variation dépend de la valeur de consigne choisie pour le TCOS.

5.4.2 Mode de régulation. En se basant sur des simulations informatiques, on a choisi un mode de régulation maintenant une activité constante des boues dans le dernier compartiment pendant le processus d'alimentation étagée. On a régularisé le TCOS à sa valeur de consigne en contrôlant en direct le taux volumétrique de consommation d'oxygène (TCO) et en modifiant les concentrations en MSLM entre les compartiments. D'après la définition du TCOS, on a calculé de la façon suivante la concentration souhaitée en MSLM dans le dernier compartiment:

$$X_s = \frac{TCO_N}{TCOS_0} \quad (5.1)$$

où: X_s est la concentration en MSLM dans le dernier compartiment (mg/L),
 TCO_N est le taux volumétrique de consommation dans le dernier compartiment (mg O₂/L•h), et
 $TCOS_0$ est la valeur de consigne du TCOS dans le dernier compartiment (mg O₂/g MSLM•h).

La valeur de consigne du TCOS est spécifique à chaque système et devrait être choisie pour obtenir une qualité acceptable de l'effluent, ainsi que des caractéristiques favorables à la décantation et à l'épaississement des boues³⁷.

La simulation informatique a démontré que la croissance biologique à court terme n'était pas importante en comparaison de l'échange hydraulique des matières solides entre compartiments. On a ensuite exprimé comme suit le bilan massique des matières solides pour un réacteur à alimentation étagée à trois compartiments:

$$\frac{dX_1}{dt} = \left[(RX_r - 1 - \alpha_2 - \alpha_3 + R) X_1 \right] \frac{Q}{V_1} \quad (5.2)$$

$$\frac{dX_2}{dt} = \left[(1 - \alpha_2 - \alpha_3 + R) X_1 - (1 - \alpha_3 + R) X_2 \right] \frac{Q}{V_2} \quad (5.3)$$

$$\frac{dX_3}{dt} = \left[(1 - \alpha_3 + R) X_2 - (1 + R) X_3 \right] \frac{Q}{V_3} \quad (5.4)$$

$$\alpha_1 = 1 - \alpha_2 - \alpha_3 \quad (5.5)$$

où: X_k est la concentration en MSLM du compartiment k (mg/L),
 V_k est le volume du compartiment k (L),
 α_k est la distribution du débit dans le compartiment k (sans dimension).
 X_r est la concentration en boues activées recyclées (mg/L),

Q est le débit de l'usine (L/h), et

R est la proportion de recyclage (sans dimension).

Ces équations différentielles simultanées ont été résolues numériquement à l'aide d'un sous-programme d'ordre quatre de Runge Kutta. On a choisi un intervalle d'intégration égal à 100 minutes. Des capteurs en direct ont servi à mesurer les conditions initiales nécessaires à l'intégration.

Pour calculer les valeurs optimales de α_2 et α_3 pouvant minimiser la fonction, on s'est servi de la méthode non linéaire de Box⁴¹.

$$\text{Min } (X_{\text{des}} - X_3)^2 \quad (5.6)$$

Voici les contraintes d'inégalité explicites et implicites ayant servi à l'optimisation:

$$\alpha_2 \leq 1 \quad (5.7)$$

$$\alpha_3 \leq 1 \quad (5.8)$$

$$\alpha_2 + \alpha_3 \leq 1 \quad (5.9)$$

On a utilisé des intervalles de régulation de 15 minutes pour mettre à jour le tracé de la réaction de X_n . La réaction instantanée du TCOS causée par la régulation tendait vers la valeur de consigne choisie. Cette méthode de régulation était semblable à celle appliquée par Richalet et coll.⁴² dans l'industrie.

5.4.3 Fonctionnement de l'usine pilote. On a effectué la vérification en usine pilote à l'aide des deux usines fonctionnant en parallèle au Centre technique des eaux usées. Le traitement dans l'un des systèmes (l'usine A) consistait en une alimentation étagée dans trois compartiments avec recyclage, alors que l'autre (usine B) se faisait dans un réacteur à mélange complet à un seul compartiment avec recyclage.

On donne au tableau 22 un résumé des conditions d'exploitation des deux systèmes. Pour maintenir constant le taux de croissance biologique moyen et pour minimiser la nitrification, le TRM aux deux usines était régularisé automatiquement à trois jours. Le débit des eaux usées des deux systèmes était régularisé d'après une courbe sinusoidale de 24 h dont le débit de pointe coïncidait avec la période où la concentration en affluent organique était maximale. La température était réglée à environ 16°C et la proportion de recyclage était fixée à 0,5. On a installé des débitmètres dans l'aérateur du système B et dans le dernier compartiment du système A. On s'est servi d'algorithmes numériques PI de régulation pour maintenir les niveaux d'oxygène dissous à 2 mg/L à l'exception du dernier compartiment du système régularisé où l'on maintenait 3 mg/L.

TABLEAU 22 CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT DE L'USINE PILOTE
(usines A et B)

Débit (L/h)	480 + 146 sin (2πt/24)
TRH moyen (h)	4,6
Valeur de consigne du TRM (d)	3
Rapport MN/MO (mg DBO ₅ /g MSLM•d)	0,1 - 0,7
Proportion recyclée	0,5
Température (°C)	16
OD ₀ (mg/L)	2-3

On a effectué des tests de ré-aération sur le dernier compartiment du système A et sur le système B afin d'estimer les coefficients volumétriques d'échange d'oxygène ($K_L a$). Des estimations numériques furent obtenues grâce à l'analyse non linéaire par les moindres carrés. Comme le montre la figure 50, on a relié de façon empirique le débit d'air (DAA) et le $K_L a$. Le taux volumétrique de consommation d'oxygène pouvait alors être calculé en direct d'après le bilan massique du réacteur considéré.

Pour le système à alimentation étagée, on a calculé le TCO en direct de la façon suivante:

$$TCO_k = K_L a (C_s - C_{o,k}) + (1 - \alpha_{k-1} + R) C_{o,k-1} - (1+R)C_{o,k} \quad Q/Vk$$

où: TCO_k est la consommation volumétrique d'oxygène du réacteur k (mg O₂/L•h),
 $K_L a$ est le coefficient volumétrique d'échange massique d'oxygène (h⁻¹),
 C_s est la concentration de saturation en OD des eaux usées (mg/L),
 $C_{o,k}$ est la concentration régularisée en OD du réacteur k (mg/L), et
 d_{k-1} est la proportion du débit provenant du réacteur précédent.

5.4.4 Résultat de la régulation à l'usine pilote. Au début, on a imposé au système A une régulation constante du TCOS, en optimisant le débit d'affluent aux trois compartiments. La valeur de consigne choisie pour le TCOS était de 15 mg O₂/g MSLM. On n'a pas obtenu de minimum unique pour la fonction de l'objectif. Pour l'optimisation, on choisissait un nombre de combinaisons différentes de α_2 et α_3 donnant des valeurs identiques de TCOS instantané dans le troisième compartiment. Il faudrait des contraintes additionnelles de régulation pour obtenir une optimisation unique de distribution dans les trois compartiments.

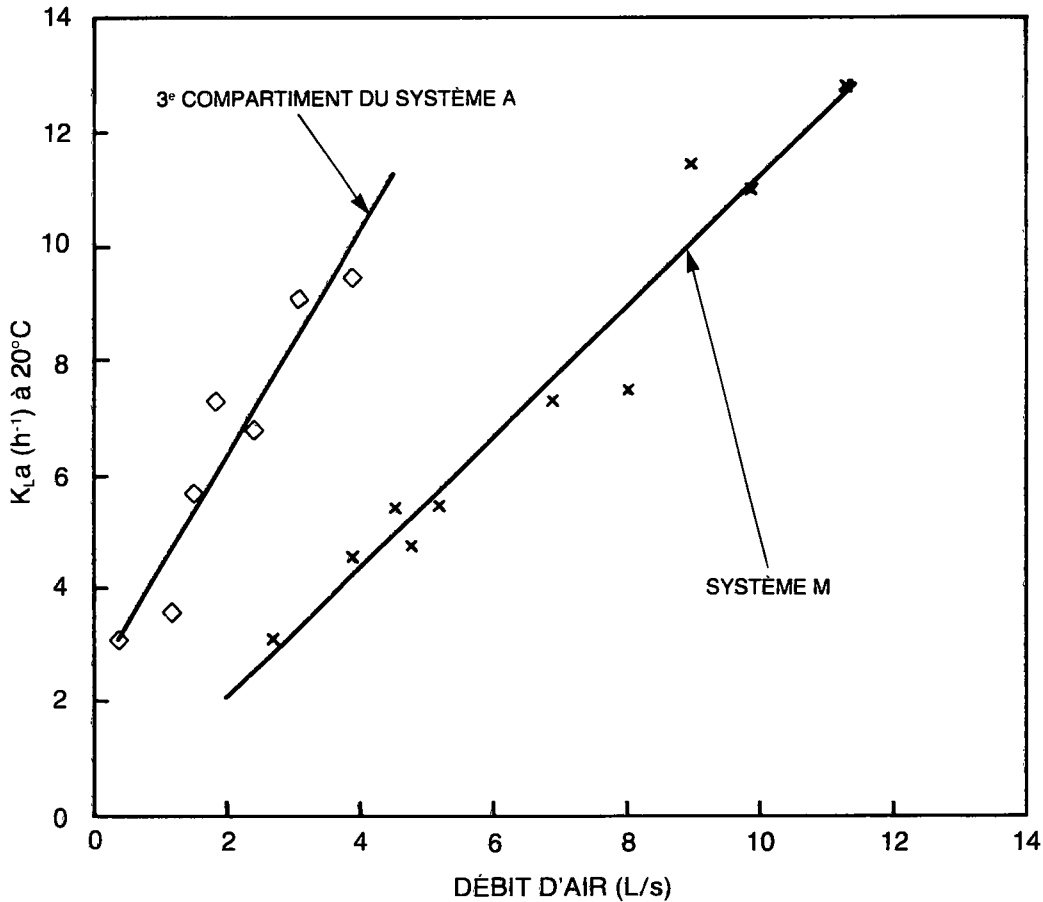


FIGURE 50 RELATION ENTRE LE $K_{L,a}$ ET LE DÉBIT D'AIR

Par la suite, on a modifié l'algorithme de régulation de façon à ce que l'affluent n'arrive que dans deux compartiments. On se servait du premier et du troisième, aucun affluent ne pouvant être ajouté directement dans le deuxième ($\alpha_2 = 0$). On calculait α_1 par différence ($\alpha_1 = 1 - \alpha_3$). On présente à la figure 51 un graphique en deux dimensions montrant la relation entre la fonction de l'objectif et le pourcentage de débit dans le dernier compartiment pour trois charges, chacune à un TCO différent. La minimisation de la fonction de l'objectif produisit un seul minimum pour chaque charge.

On a effectué six passages expérimentaux à différentes charges de l'effluent en MN/MO avec optimisation sur deux compartiments. Le tableau 23 résume les échantillonnages discrets en différé pour les passages n° 2 à n° 7 avec un TCOS ayant une valeur de consigne de 15 mg O₂/g MSLM·h.

TABLEAU 23 RÉSULTATS OBTENUS PAR RÉGULATION DYNAMIQUE DU PROCÉDÉ À ALIMENTATION ÉTAGÉE (VALEUR DE CONSIGNE DU TCOS 15 mg O₂/g MSLM•h)

	Durée (h)	Charge affluente (g DBO ₅ /g MSLM•d)	Moyenne ± écart-type								
			TCOS continu réel (mg O ₂ /g MSLM•h)		COFE** (mg/L)			MSE** (mg/L)			
			A	B	A	B	N	A	B	N	
Passage 1*	27	0,5	15,6 ± 0,8	17,7 ± 4,7	17 ± 5	17 ± 6	16	<u>42</u> ± 11	<u>29</u> ± 11	5	
Passage 2	24	0,7	14,9 ± 1,5	18,9 ± 4,2	17 ± 2	18 ± 4	25	<u>41</u> ± 9	<u>25</u> ± 5	8	
Passage 3	24	0,1	12,7 ± 2,8	14,4 ± 2,1	<u>18</u> ± 3	<u>15</u> ± 2	25	<u>40</u> ± 12	<u>20</u> ± 5	7	
Passage 4	24	0,1	14,2 ± 2,2	15,5 ± 2,5	17 ± <u>4</u>	17 ± <u>2</u>	25	<u>28</u> ± 8	<u>19</u> ± 5	8	
Passage 5	24	0,7	14,3 ± 2,3	21,8 ± 4,3	26 ± 5	28 ± 6	25	28 ± 5	23 ± 5	9	
Passage 6	19	0,3	15,5 ± 0,5	20,9 ± 2,4	19 ± <u>2</u>	18 ± <u>1</u>	17	<u>31</u> ± <u>18</u>	16 ± <u>9</u>	7	
Passage 7	24	0,4	15,8 ± 1,4	19,7 ± 1,8	<u>20</u> ± <u>5</u>	<u>23</u> ± <u>7</u>	25	<u>22</u> ± <u>6</u>	<u>12</u> ± <u>3</u>	9	

* Optimisation dans trois compartiments. À tous les autres passages, dans deux compartiments.

** Les moyennes et les écarts-types soulignés indiquent que les différences entre A et B ont été jugées statistiquement significatives.

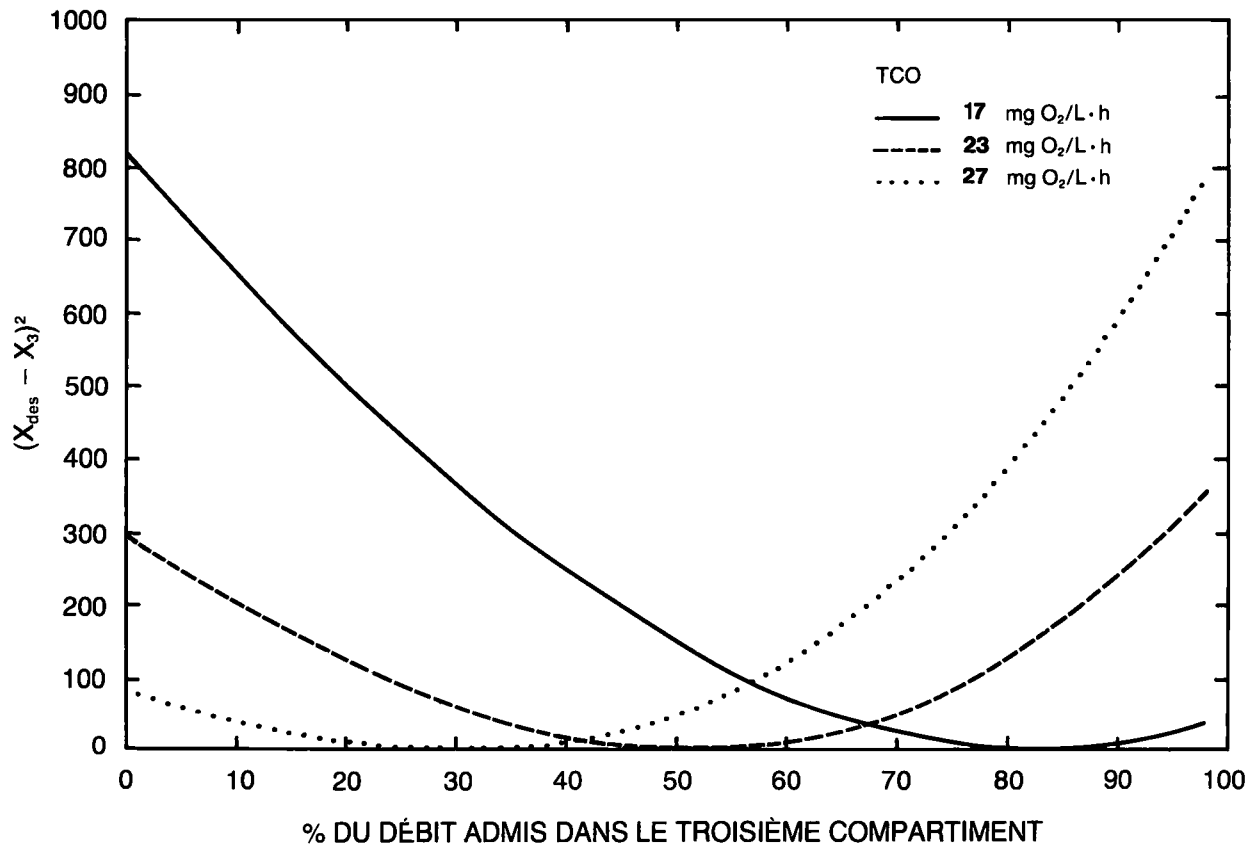


FIGURE 51 OPTIMISATION POUR DEUX COMPARTIMENTS

Les figures 52 et 53 présentent les résultats instantanés pour le système A fonctionnant à charge permanente en MN/MO. Le système A montrait une amélioration de la régulation du TCOS en comparaison du système B. Du point de vue pratique, on a considéré que le mode de contact de la figure 53 était acceptable.

Les figures 54 et 55 présentent les résultats obtenus par régulation instantanée avec des charges en affluent très variables. Le système A montrait une amélioration de la régulation durant les périodes de fortes charges lorsqu'on distribuait davantage d'affluent dans le premier compartiment. Inversement, on distribuait en grande partie l'affluent dans le dernier compartiment dans les conditions de charges plus faibles de la 8^e heure. Aux faibles charges, la régulation était limitée, car tout l'affluent était distribué au dernier compartiment.

Le tableau 24 présente des données groupées après séparation en passages dans des conditions de fortes et de faibles charges. Les données sur le carbone organique filtrable dans l'effluent (COFE) suggèrent que l'on peut parvenir à réduire la variabilité de l'effluent pendant les fortes charges par la régulation proposée du TCOS. Aux faibles

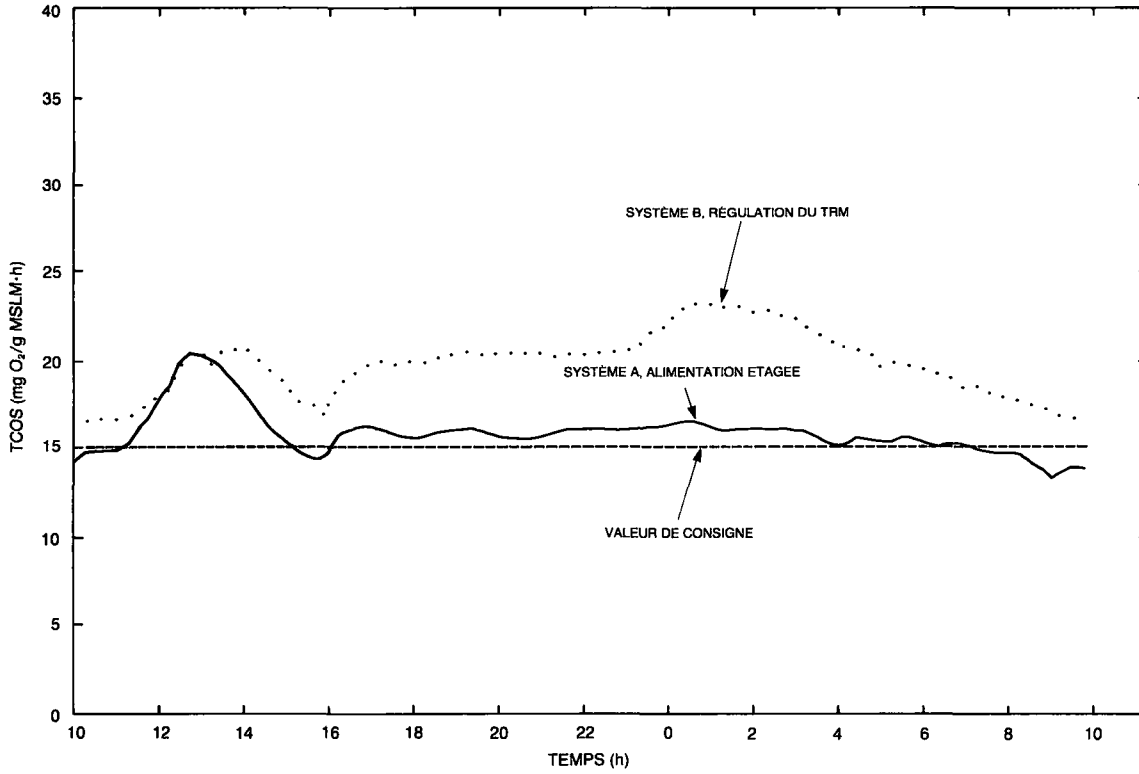


FIGURE 52 RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)

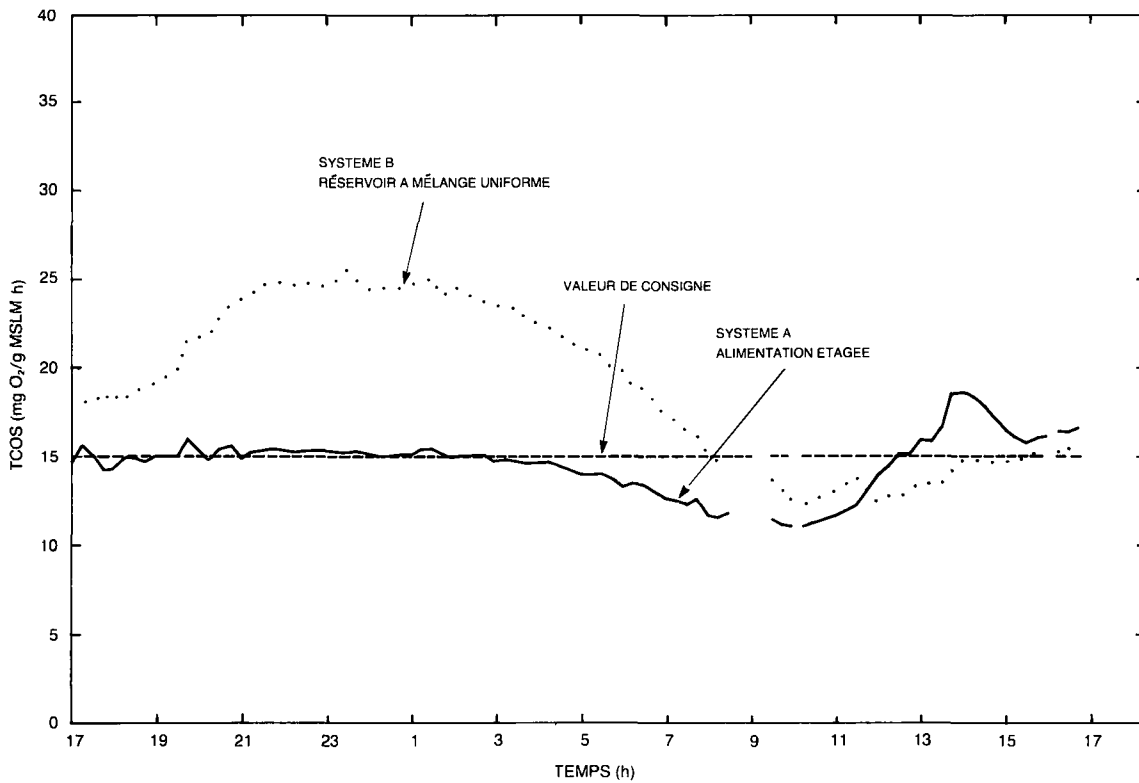


FIGURE 53 MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)

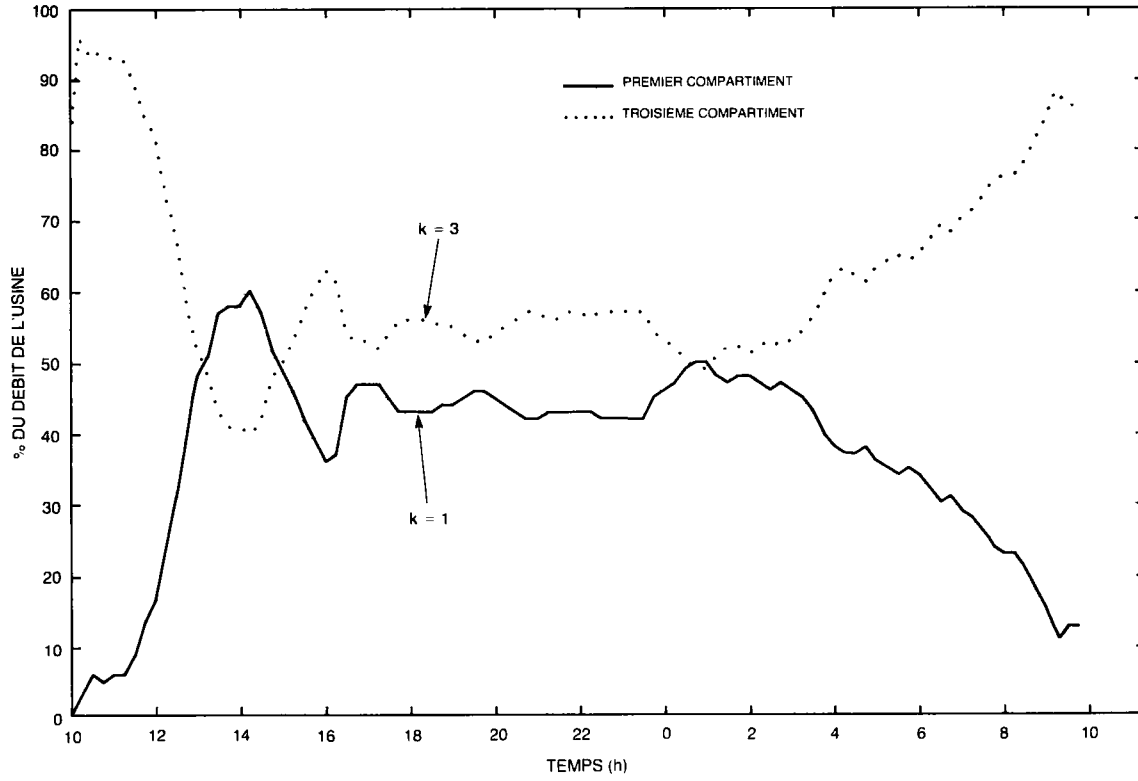


FIGURE 54 RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)

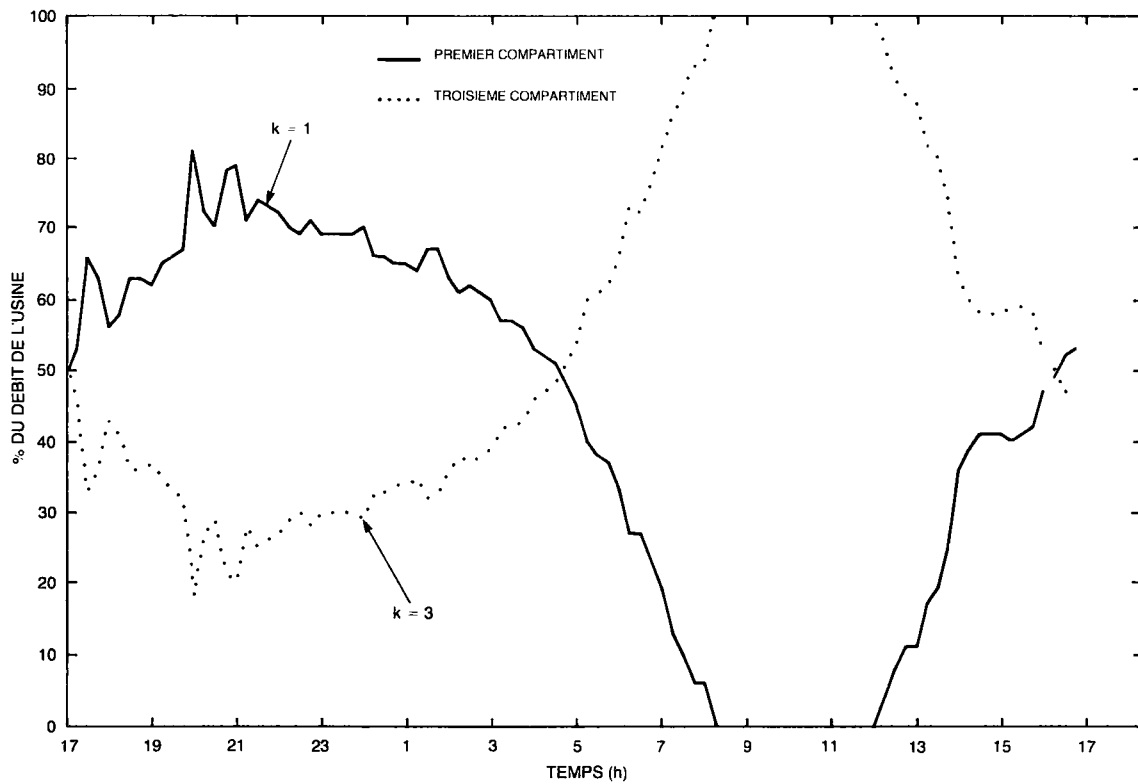


FIGURE 55 MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)

TABLEAU 24 COMPARAISON DES USINES PARALLÈLES (TCOS₀ = 15 mg O₂/g MSLM•h)

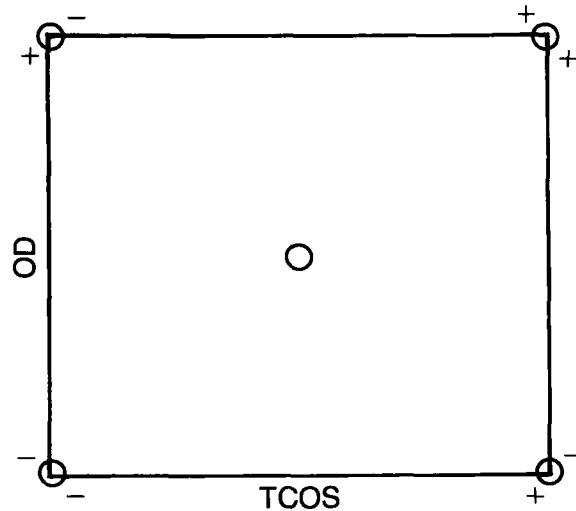
Charge moyenne*	TCOS CONTINU (mg O ₂ /g MSLM•h)		COFE (mg/L)		MSE (mg/L)	
	A	B	A	B	A	B
0,6	15,0 _{+1,8}	20,1 _{+3,9}	21 ₊₄	23 ₊₆	30 ₊₇	20 ₊₄
0,2	14,1 _{+2,1}	16,9 _{+2,3}	18 ₊₃	17 ₊₂	33 ₊₁₃	18 ₊₇

* (g DBO₅/g MSLM•d)

charges, où la régulation du TCOS est limitée, il ne faut pas s'attendre à une amélioration de la variabilité instantanée du TCOS ou du COFE en comparaison du système B. Dans le système régularisé, on a régulièrement observé des concentrations plus fortes en matières solides en suspension dans l'effluent (MSE). Avant de pouvoir évaluer complètement la régulation du TCOS, il fallait s'attaquer aux problèmes de l'augmentation de la concentration de matières solides en suspension dans l'effluent.

Des calculs ont montré que l'efficacité d'échange d'oxygène des deux systèmes pilotes étaient inférieure à un pour cent. Les efficacités d'échange typiques des aérateurs à grosses bulles citées dans la littérature varient entre 4 et 8 pour cent⁴³. À cause de cette inefficacité, on a utilisé des débits d'air excédentaires. Le ministère de l'Environnement de l'Ontario⁴⁴ recommande une valeur de $3,3 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{s}$. Le degré de brassage par aération dans le troisième compartiment du système A, fonctionnant à une valeur de consigne d'OD de 3 mg/L, dépassait la directive par un facteur de 8. Ce degré de mélange diminuerait si la valeur de consigne d'OD était plus faible ou si l'efficacité de transfert d'oxygène était plus élevée. Ces débits d'air élevés peuvent avoir nui à la floculation de la biomasse qui, à son tour, peut influencer sur les concentrations de matières en suspension dans l'effluent⁴⁵.

Pour étudier davantage le problème, on a effectué une expérience d'analyse factorielle à deux dimensions afin d'examiner en même temps l'influence des valeurs de consigne du TCOS et de l'OD. La figure 56 montre les niveaux de conception de l'expérience, le point central étant la valeur de consigne identique à celle ayant servi aux expériences précédentes de régulation. Les sept passages témoins précédents ont servi de référence pour l'analyse factorielle qu'on a effectuée en utilisant l'effluent.



	-	+
TCOS (mg/g MSLM·h)	11	19
OD (mg/L)	1	5

FIGURE 56 VALEURS DE CONSIGNE POUR L'ANALYSE FACTORIELLE

La régression linéaire a servi à l'analyse statistique des résultats factoriels⁴⁶. Le tableau 25 présente les données continues sur le TCOS et discrètes sur l'effluent obtenues au cours de cette expérience.

C'est la valeur de consigne de l'oxygène dissous qui avait le plus grand effet dans les deux cas sur les concentrations en MSE. On peut trouver ailleurs⁴⁷ des détails plus poussés de l'analyse factorielle statistique. Une augmentation du débit d'air a probablement influé sur les caractéristiques du biofloc pendant la décantation.

En se basant sur les indices fournis par l'expérience d'analyse factorielle, et après examen du système d'aération de l'usine pilote, on peut conclure que l'augmentation des MSE dans le système A provenait surtout d'un débit d'air trop fort dans le dernier compartiment. Le débit d'air dans le réacteur était fonction de la valeur de consigne de l'oxygène dissous.

5.4.5 Amélioration de la régulation du processus par le TCOS. Les résultats obtenus à l'usine pilote ont indiqué que la régulation du TCOS était restreinte dans des conditions

TABLEAU 25 RÉSULTATS DE LA RÉGULATION FACTORIELLE (OPTIMISATION DANS DEUX COMPARTIMENTS)

	Charge affluente (g DBO ₅ /g MSLM•d)	Valeurs de consigne du système A		Moyenne ± écart-type*				
		OD (mg/L)	TCOS (mg O ₂ /g MSLM•h)	TCOS continu réel		MSE (mg/L)		
				A	B**	A	B	N
Passage 8	0,3	5	11	11,0 ± 0,2	11,7 ± 1,8	<u>53 ± 14</u>	<u>19 ± 7</u>	9
Passage 9	0,6	5	19	18,7 ± 1,5	15,4 ± 2,7	<u>69 ± 34</u>	<u>26 ± 6</u>	9
Passage 10	0,4	1	11	12,1 ± 0,9	16,8 ± 2,9	25 ± 7	20 ± 7	8
Passage 11	0,2	1	19	18,8 ± 1,1	13,7 ± 2,5	<u>43 ± 14</u>	<u>14 ± 3</u>	8
Passage 12	0,3	3	15	14,8 ± 1,5	11,8 ± 2,4	<u>34 ± 13</u>	<u>18 ± 4</u>	9

* Les moyennes et les écarts-types soulignés indiquent que les différences entre A et B ont été jugées statistiquement significatives.

** À tous les passages, la valeur de consigne de l'OD dans le système B était de 2,0 mg/L.

de charges faibles en affluent à cause des limitations imposées par les facteurs hydrauliques ($\alpha_3 = 1$). La proportion de recyclage et l'ajustement du volume du dernier compartiment pourraient être diminués afin d'augmenter le TCOS instantané lorsque tout l'affluent y est amené. Pour étudier ces principes, on s'est servi du modèle de simulation de Clemson pour le système d'alimentation étagée. Les conditions simulées de fonctionnement étaient celles ayant servi aux expériences en usine pilote. Tout l'affluent était distribué dans le dernier compartiment ($\alpha_3 = 1$) jusqu'au moment où les conditions de régime permanent étaient atteintes. Les tableaux 26 et 27 montrent les résultats obtenus en régime permanent après qu'on eut effectué les ajustements à la proportion de recyclage et au volume du dernier compartiment. On a observé une augmentation importante du TCOS. Les résultats simulés ont confirmé les principes énoncés ci-dessus.

TABLEAU 26 EFFETS DU RECYCLAGE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (MODÈLE DE CLEMSON)

Proportion de recyclage (%)	TCOS (troisième compartiment) (mg O ₂ /mg MSLM•h)
100	12,6 - 28,4
80	12,2 - 30,6
50	11,8 - 35,8
20	11,1 - 48,2

TABLEAU 27 EFFETS DE LA VARIATION DU VOLUME SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (MODÈLE DE CLEMSON)

Volume du troisième compartiment (L)	TCOS (troisième compartiment) (mg O ₂ /mg MSLM•h)
733	11,8 - 35,8
700	11,9 - 36,2
650	12,0 - 36,9
600	12,4 - 38,4
400	13,1 - 40,3

Le tableau 28 montre l'effet de la division de l'aérateur en sections sur la plage de régulation du TCOS. La limite inférieure était obtenue en amenant tout

l'affluent au premier compartiment jusqu'au moment où le régime permanent était atteint. La limite supérieure est atteinte lorsqu'on dévie tout l'affluent vers le dernier compartiment. La plage de régulation dans ce dernier augmentait avec le nombre de réacteurs en série.

TABLEAU 28 EFFETS DU NOMBRE DE RÉACTEURS EN SÉRIE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (Volume total = 2200 L)

Nombre de réacteurs	TCOS (troisième compartiment) (mg O ₂ /g MSLM•h)
2	13,3 - 30,1
3	11,8 - 35,8
4	11,0 - 38,6

5.4.6 Résumé des résultats de la régulation du TCOS. La présente étude à l'échelle pilote a démontré que l'on peut parvenir à la régulation dynamique en direct du taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS) grâce au procédé d'alimentation étagée. La capacité d'alimentation étagée a permis une variation du TCOS inférieure à celle observée pendant le processus parallèle effectué avec mélange complet dans un seul bassin. Pendant les périodes de faible charge organique, la régulation du TCOS était limitée à cause de contraintes imposées par des facteurs hydrauliques. On a calculé les modes optimaux de contact et on les a appliqués au premier et au troisième compartiments du système d'une usine pilote à alimentation étagée. Afin d'obtenir une seule optimisation pour la distribution de l'affluent dans trois compartiments au moins, il faudrait des contraintes supplémentaires pour parvenir à la régulation proposée du TCOS.

Les données en direct sur le carbone organique filtrable dans l'effluent (COFE) ont suggéré que la variabilité de l'effluent était réduite par la technique de régulation du TCOS pendant les périodes de forte charge organique. Pendant les périodes de faible charge affluente, on n'observait aucune amélioration soit du COFE, soit des matières solides en suspension dans l'effluent (MSE). Les fortes concentrations en MSE observées dans le système d'alimentation étagée régularisée ont été attribuées au débit d'air excédentaire provoqué par l'inefficacité de l'échange d'oxygène dans le système d'aération pilote et à la valeur de consigne de l'OD dans le dernier compartiment.

6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Les conclusions et les recommandations qui concernent les améliorations de l'exploitation des systèmes à boues activées qui découlent de l'utilisation d'instruments et de l'automatisation sont présentées séparément selon ces deux rubriques.

6.1 Instruments

- 1) Il existe des instruments acceptables qui améliorent le contrôle des variables déterminantes du procédé aux boues activées. Parmi les instruments évalués qui ont donné des résultats acceptables citons les détecteurs du débit, de l'oxygène dissous, des MES du liquide mixte, des MES des boues en retour et des boues activées résiduelles, de la température et du pH. Le photomètre des MES de l'effluent s'est révélé peu précis. Le nombre limité de résultats obtenus par un appareil de mesure des MES de l'affluent et qui était à nettoyage automatique montre qu'ils peuvent être acceptables. Le fonctionnement d'un analyseur du carbone organique connecté en direct a nécessité le traitement préalable des échantillons par filtration et acidification, pour être acceptable. En moyenne, il a fallu consacrer à l'entretien de 0,5 à 1 journée-personne par semaine.
- 2) Il faut un étalonnage et un entretien convenables pour assurer un rendement satisfaisant des instruments. Ce travail varie selon l'instrument. Il importe d'instituer à cette fin un calendrier de travail et de constituer une réserve de pièces de rechange en vue de la réparation des instruments.
- 3) L'exactitude et les écarts-types des instruments convenaient à leur emploi pour une commande automatique continue.
- 4) Si c'est possible, on devrait envisager pour le fonctionnement en direct des instruments à nettoyage automatique. Si de tels instruments ne conviennent pas, il faudrait songer à assurer un champ à cisaillement élevé (par exemple, des dispositifs à débit continu) pour réduire au minimum le risque de croissance de pellicule biologique à la surface des détecteurs.
- 5) Il serait souhaitable de disposer d'instruments améliorés à réglage indépendant du zéro et du pas, afin de simplifier le plus possible leur étalonnage.
- 6) Il faudrait étudier des méthodes d'examen en direct de la fidélité du signal des instruments afin d'en détecter rapidement les défaillances.

- 7) Il faudrait étudier les méthodes d'étalonnage en direct des instruments afin de réduire au minimum la surveillance des instruments par les opérateurs des usines.
- 8) Le calculateur numérique a permis de bien résumer et de bien présenter les données saisies par les détecteurs. Les représentations graphiques ont constitué un moyen particulièrement significatif permettant d'examiner les données provenant de l'usine.

6.2 Automatisation

- 1) On peut économiser l'énergie par la commande automatique de l'oxygène dissous. Il a été mesuré qu'en moyenne 27% de moins d'air était utilisé dans l'unité pilote par ce moyen. Dans une usine véritable, cette économie se traduirait directement en économies d'énergie. L'ampleur réelle de ces dernières variera selon l'usine, sa conception, sa configuration et sa charge.
- 2) La commande automatique de l'oxygène dissous a semblé mener à une meilleure décantabilité des boues, mesurée par leur indice de volume, comparativement au système pilote à commande manuelle. En unité pilote, aucune amélioration de la qualité de l'effluent n'a pu être attribuée à la commande automatique.
- 3) On a bien contrôlé la teneur en matières solides des boues activées par le truchement d'analyseurs du débit et des matières en suspension connectés en direct à un microprocesseur ou à un mini-ordinateur. Les mérites de ce contrôle automatisé devraient être évalués à l'échelle d'une usine réelle.
- 4) Le contrôle direct du taux de respiration in situ au moyen des instruments déjà mentionnés permet le contrôle automatique des matières solides dans l'usine. Il faudra pousser les études pour déterminer les avantages et les inconvénients globaux de ce type de contrôle. Il faudra étudier des méthodes récursives d'ajustement des coefficients d'échange de l'oxygène.
- 5) La mesure en direct du taux de consommation d'oxygène spécifique a permis de commander de façon dynamique l'alimentation étagée. Les fluctuations du taux ont été atténuées au dernier étage du système. Dans le système dynamique à alimentation étagée, on a aussi atténué les fluctuations de la concentration de matières organiques filtrables dans l'effluent.
- 6) Comme il a été montré dans le système dynamique à alimentation étagée, l'efficacité de l'aération semble exercer un effet notable sur la concentration de MES dans l'effluent.

REMERCIEMENTS

La présente étude a été effectuée en collaboration avec bien des gens dont l'aide inestimable fut essentielle à l'achèvement du projet.

Deux personnes en particulier doivent être mentionnées pour leur contribution importante:

M. E.G. Luxon, responsable de l'installation, de l'étalonnage et de l'entretien des instruments (étant donné le nombre et le genre des instruments, c'était parfois une tâche astreignante);

M. R.G. Gillespie, qui a assumé la responsabilité de la construction et de l'entretien de l'usine pilote et du matériel de régulation. Les avis et les efforts de ces deux membres du personnel du CTEU ont été grandement appréciés.

Nous sommes reconnaissants aussi pour la contribution de M. B. Trapp au fonctionnement de l'usine pilote.

RÉFÉRENCES

1. Hegg B.A., K.L. Rakness, et J.R., Schultz, "Evaluation of Operation and Maintenance Factors Limiting Municipal Wastewater Treatment Plant Performance", J. WPCF, 50 (3):419-426, Partie I, 1978.
2. Andrews, J.F., "Dynamics and Control of Biological Treatment Processes", in Research Needs for Automation of Wastewater Treatment Systems, édité par H.O. Buhr, J.F. Andrews et T.M. Keinath, Établissement d'un atelier de travail parrainé par la U.S. Environmental Protection Agency et la Clemson University, Clemson, S.C., du 23 au 25 septembre 1974.
3. Olsson G. "State of the Art in Sewage Treatment Plant Control", AIChe Symp. Series, 159: 52-76 (A.S. Foss, M.M. Den Eds.), 1976.
4. International Association for Water Pollution Research, Proceedings -International Workshop on Instrumentation and Control for Water and Wastewater Treatment and Transportation Systems, Londreset Stockholm, du 16 au 21 mai 1977.
5. U.S. Environmental Protection Agency, "Current Status of Research in Automation of Wastewater Treatment in the United States", Technology Transfer (U.S. EPA), juin 1977.
6. Armiger, W.B., éd., Computer Applications in Fermentation Technology, Proc. of the 2nd Int'l Conf. on Computer Applications in Fermentation Technology, Philadelphie, Penn., du 28 au 30 août 1978.
7. Sorensen, P.E., "Pilot Scale Evaluation of Control Schemes for the Activated Sludge Process", en collaboration avec le Water Quality Institute, Danish Academy of Technical Science, 2970 Horsholm, Denmark, n° 1, 1979.
8. Andrews, J.F., "Review Paper: Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment Processes", Water Research 8:261-289, 1974.
9. Olsson, G., "Control and Automation in Wastewater Treatment - Advances, Unsolved Problems, and Challenges", Wat. Sci. Tech., 13 (11/12):826, 1981.
10. Ministère ontarien de l'Environnement, "Water Pollution Control Projects: Operating Summary", Municipal and Private Section, Pollution Control Branch, Toronto, 1977.
11. Anderson, L.G., "Energy Savings at Wastewater Treatment Plants", Danish Water Quality Institute, Rapport final, contrat n° 314-77-EE-DK, 1979.
12. APHA, AWWA, WPCF, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 14^e édition, American Public Health Association, Washington, D.C., 1976.
13. Bendat J.S. et A.G. Piersol, Measurement and Analysis of Random Data, J. Wiley & Sons, New York, 1966.
14. Russell, D.L., "Monitoring and Sampling Liquid Effluents", Chem. Eng., 87 (21):108-120, 1980.

15. Goulden, P. et P. Brooksbank, "Automated Determination of Dissolved Organic Carbon in Seawater", Anal. Chem. 47:1943, 1975.
16. Goulden, P., Canada Centre for Inland Waters, communication personnelle, 1979.
17. Olsson, G. "Automatic Control in Wastewater Treatment Plants", Trib. Cebedeau 436 (33):121-130, 1980.
18. Sorensen, P.E., "Method of Evaluating the Possible Energy Savings by Implementing DO-Control of Fine Bubble Diffusers", Wat. Sci. Tech. 13 (9):263-268, 1981.
19. Flanagan, M.J. et B.D. Bracken, "Design Procedures for Dissolved Oxygen Control of Activated Sludge Processes", U.S. Environmental Protection Agency EPA-600/2-77-032, 1977.
20. Coughanowr, D.R. et L.B. Koppel, Process Systems Analysis and Control, McGraw-Hill, New York, 1965.
21. Iwaki, H., T. Ohto, S. Nogita, S. Kato, "Preliminary Study of Dissolved Oxygen Control of a Diffused Air Aeration Plant", Prog. Wat. Tech 9 (5/6):393-397, 1977.
22. Clifft, R.C. et J.F. Andrews, "Predicting the Dynamics of Oxygen Utilization in the Activated Sludge Process", J. WPCF, 53 (7):1219, 1981.
23. Palm, J.C., et coll., "The Relationship between Organic Loading, Dissolved Oxygen Concentration and Sludge Settleability in the Completely-Mixed Activated Sludge Process", JWPCF, 52 (10):2484, 1980.
24. Tuntoolavest, M., et coll., "Characterization of Wastewater Treatment Plant Final Clarifier Performance", Purdue University Water Resources Research Center, Rapp. tech. n° 129, juin 1980.
25. Wells, C.H., "Computer Control of Fully Nitrifying Activated Sludge Processes", Instrumentation Technology, (4):32, 1979.
26. Lawrence, A.W. et P.L. McCarty, "Unified Basis for Biological Treatment Design et Operation", ASCE J. San. Eng. Div 96 (SA3):757, 1970.
27. Sezgin M., D. Jenkins et D.S. Parker, "A Unified Theory of Activated Sludge Bulking", J. WPCF, 50 (2):362, 1978.
28. Brouzes, P.H., "Automated Activated Sludge Plants with Respiratory Metabolism Control", Advances in Water Pollution Research, pp. 385-386, Prague, 1969.
29. Entretiens personnels avec P.H. Brouzes, 1979.
30. Gujer, W. et P. Erni, "The Effect of Diurnal Ammonium Load Variation on the Performance of Nitrifying Activated Sludge Processes", Prog. Wat. Tech., 10 (5/6):391, 1978.
31. Boyle, W.C. (éd.), "Proceedings: Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard", U.S. Environmental Protection Agency 600/9-78-021, avril 1979.

32. Kayser, R., "Measurements of Oxygen Transfer in Clean Water and Under Process Conditions", Prog. Wat. Tech., 11 (3):23, 1979.
33. Boon, A., in Proceedings: Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard, U.S. Environmental Protection Agency, avril 1979.
34. Holmberg A., "Microprocessor-Based Estimation of Oxygen Utilization in the Activated Sludge Wastewater Treatment Process", Int. J. Systems Sci., 12 (6):703, 1981.
35. Sorensen, P.E., "Evaluation of Operational Benefits to the Activated Sludge Process Using Step Feed Control Strategies", Prog. Wat. Tech. 12, p. 109, 1980.
36. Yust, L.J., Stephenson, J.P., et Murphy, K.L., "Dynamic Step Feed Control for Organic Removal in a Suspended Growth System", Wat. Sci. Tech. 13 (4), Munich, 1981.
37. Andrews, J.F., "Specific Oxygen Utilization Rate for Control of the Activated Sludge Process", Prog. Wat. Tech., 8 (6), 1977.
38. Busby, J.B., et Andrews, J.F., "Dynamic Modelling and Control Strategies for the Activated Sludge Process", JWPCF, 47 (6), 1975.
39. Stenstrom, M.K., et Andrews, J.F., "Real Time Control of the Activated Sludge Process", ASCE Env. Eng. Div. 105 (EE2), 1979.
40. Ekama, G.A. et Marais, G.v.R., "Dynamic Behaviour of the Activated Sludge Process", JWPCF 51 (3), 1979.
41. Box, M.J., "A New Method of Constrained Optimization and a Comparison with Other Methods", Computer Jour. 8 (42), 1965.
42. Richalet, J., Rault, A., Testud, J.L., et Papon, J., "Model Predictive Heuristic Control: Application to Industrial Processes", Automatica 14, 1978.
43. Metcalf and Eddy Inc., Wastewater Engineering Treatment/Disposal/Reuse, 2^e éd., McGraw-Hill, New York, 1979.
44. Ministère ontarien de l'Environnement, Guidelines for the Design of Sewage Treatment Works, décembre 1980.
45. Murphy, K.L., "Significance of Flow Patterns and Mixing in Biological Waste Treatment", Biotech. and Bioeng. Symp. No. 2, John Wiley and Sons, Inc., 1971.
46. Draper, N.D. et Smith. H., Applied Regression Analysis, Wiley and Sons, Inc., New York, 1968.
47. Yust, L.J., "Real Time Control of the Step Feed Activated Sludge Process", thèse de maîtrise en génie, McMaster Univ., Hamilton, Ont., 1981.

