



National Library of Canada

Cataloguing Branch
Canadian Theses Division

Ottawa, Canada
K1A 0N4

Bibliothèque nationale du Canada

Direction du catalogage
Division des thèses canadiennes

NOTICE

The quality of this microfiche is heavily dependent upon the quality of the original thesis submitted for microfilming. Every effort has been made to ensure the highest quality of reproduction possible.

If pages are missing, contact the university which granted the degree.

Some pages may have indistinct print especially if the original pages were typed with a poor typewriter ribbon or if the university sent us a poor photocopy.

Previously copyrighted materials (journal articles, published tests, etc.) are not filmed.

Reproduction in full or in part of this film is governed by the Canadian Copyright Act, R.S.C. 1970, c. C-30. Please read the authorization forms which accompany this thesis.

**THIS DISSERTATION
HAS BEEN MICROFILMED
EXACTLY AS RECEIVED**

AVIS

La qualité de cette microfiche dépend grandement de la qualité de la thèse soumise au microfilmage. Nous avons tout fait pour assurer une qualité supérieure de reproduction.

S'il manque des pages, veuillez communiquer avec l'université qui a conféré le grade.

La qualité d'impression de certaines pages peut laisser à désirer, surtout si les pages originales ont été dactylographiées à l'aide d'un ruban usé ou si l'université nous a fait parvenir une photocopie de mauvaise qualité.

Les documents qui font déjà l'objet d'un droit d'auteur (articles de revue, examens publiés, etc.) ne sont pas microfilmés.

La reproduction, même partielle, de ce microfilm est soumise à la Loi canadienne sur le droit d'auteur, SRC 1970, c. C-30. Veuillez prendre connaissance des formules d'autorisation qui accompagnent cette thèse.

**LA THÈSE A ÉTÉ
MICROFILMÉE TELLE QUE
NOUS L'AVONS REÇUE**



UNIVERSITÉ D'OTTAWA
UNIVERSITY OF OTTAWA

EPURATION BIOLOGIQUE PAR "BOUES
ACTIVEES" DE LA LIQUEUR RESIDUAIRE
AU BISULFITE EMANANT DES CUISSONS
DE BOIS A HAUT RENDEMENT DES
INDUSTRIES PAPETIERES

par

I.K.B. WASUNGU

Thèse présentée à l'Ecole des études supérieures
en vue de l'obtention de la Maîtrise ès Sciences
Appliquées en Génie chimique

UNIVERSITE D'OTTAWA
OTTAWA, CANADA, 1975

A mes Parents et à mon Frère Aîné.

Pascal Wasungu en hommage de mon
Affection et de ma Reconnaissance.

RESUME

L'étude sur le traitement biologique de la liqueur résiduaire au bisulfite de sodium provenant de la cuisson de bois à haut rendement a été poursuivie. Le système de traitement est un système de boues activées à mélange complet dans la chambre d'aération. Il comprend cinq cellules de 10 litres en parallèles opérées en continu. La partie couverte par cette étude porte sur des temps de détention de deux à cinq jours et des teneurs de solides dissous dans l'affluent de 6 à 15%, correspondant à des rapports alimentation (DBO_5)/Microorganismes (SVSLM) (F/M) de .5 à 4.5. Les résultats de cette étude démontrent qu'on peut traiter biologiquement la liqueur résiduaire concentrée (6 à 15% en solides dissous) de cuisson au bisulfite, d'où la possibilité de réduire les coûts d'investissement et d'opération. Des pourcentages d'enlèvement de DBO_5 de l'ordre de 50 à 80% vont nécessiter l'utilisation de deux stages en série pour pouvoir obtenir des enlèvements suffisants pour se conformer aux nouvelles lois anti-pollution. Les efficacités d'enlèvement des hydrates de carbone et de la DBO_5 semblent être étroitement reliées. Les résultats permettent de déterminer les principaux paramètres pour la conception d'un système industriel (paramètre a, b, a', b' et k). La littérature ne présente pas à notre connaissance les valeurs de ces paramètres pour la liqueur résiduaire concentrée au bisulfite provenant de cuisson à haut rendement de bois d'épinettes et de sapins.

REMERCIEMENTS

De tout coeur nous voulons remercier l'Université du Québec à Trois-Rivières et à travers elle le Département d'Ingénierie et le dynamique Groupe de Recherches en Pâtes et Papiers (GRPP), la DGES, l'Université d'Ottawa pour leur soutien financier et matériel et leur entière collaboration. Nous exprimons notre profonde et reconnaissante gratitude au Dr. Jacques J. Garceau, notre directeur et au Dr. Gilles Pineault, très avisés, pour leur dévouement à orienter par leur sages conseils nos travaux. Au Dr. Sung Nien Lo toujours perspicace, à M. Reynald Gauvin toujours enclin à venir en aide pour la bonne marche du système, à M. Michel Champagne et M. Jean-Pierre Aubin qui nous ont assisté dans plusieurs tests et déterminations, à tout le personnel du GRPP, à tous nos professeurs, à toutes les personnes qui, d'une façon ou d'une autre, de près ou de loin, ont contribué au niveau de leurs moyens, à réaliser ces travaux; nous pensons au Personnel du Centre d'Informatique, des bibliothèques, du Centre des Achats et de Transport de l'U.Q.T.R., à Mlle Doris Chiasson qui s'est chargée de dactylographier cette thèse, à tous nous exprimons notre humble mais grande reconnaissance. A Mlle Nicole Blouin pour ses bons soins, ses encouragements, sa patience, nous disons toute notre gratitude.

TABLE DES MATIERES

<u>Titres</u>	<u>Page</u>
RESUME	i
REMERCIEMENTS	ii
TABLE DES MATIERES	iii
LISTE DES TABLEAUX	viii
LISTE DES FIGURES	xi
NOMENCLATURE	xiii
CHAPITRE I : INTRODUCTION	1
CHAPITRE II : RELEVÉ BIBLIOGRAPHIQUE	7
II. 1. Application aux liqueurs résiduelles au sulfite et bisulfite	7
II. 2. Bases Théoriques	12
II. 2. 1. Cinétique de base	12
II. 2. 2. Types du procédé "boues activées" et modifications au procédé	21
II. 2. 2a. Procédé "boues activées" conventionnel	21
II. 2. 2b. Procédé "boues activées" à aération prolongée	23
II. 2. 2c. Aération rapide ou aération à haut taux	25
II. 2. 2d. Aération étagée	28
II. 2. 2e. Aération modifiée	28

	<u>Page</u>
II. 2. 2f. Stabilisation par contact	29
II. 2. 2g. "Boues Activées" à deux stages	29
II. 2. 2h. "Boues Activées" avec oxygène pur pour aération	29
II. 2. 2i. "Boues Activées" à mélange complet	32
II. 2. 3. Application de la cinétique de base aux boues activées à mélange complet	34
II. 2. 3a. Bilan de matière autour d'un réacteur avec ligne de retour de boues (ou sans ligne de retour des boues)	35
II. 2. 3b. Bilan de matière par rapport à l'accumulation de la masse biologique	36
II. 2. 3c. Bilan de matière par rapport à l'enlèvement de substrat	41
II. 2. 4. Besoins en Oxygène et Aération	49
II. 2. 5. Caractéristiques des boues et décantabilité	55

	<u>Page</u>
CHAPITRE III : METHODE EXPERIMENTALE	62
A. Traitement préliminaire	62
B. Montage expérimental	62
C. Mode opératoire	63
CHAPITRE IV : RESULTATS ET DISCUSSION	72
Performance des différentes séries	90
Détermination des paramètres a et b	103
Détermination des paramètres permettant d'estimer les besoins en oxygène: paramètres a' et b'	110
Taux d'utilisation du substrat et constante de taux k	113
CHAPITRE V : CONCLUSION	129
APPENDICES	132
APPENDICE A: Calibration des débitmètres d'air	132
APPENDICE B: Calcul des dilutions	134
a) Dilution de la liqueur concentrée	134
b) Calcul des teneurs de liqueur conformes aux dilutions pratiquées dans la série "C"	136
APPENDICE C: Détermination des solides volatiles en suspension dans la liqueur mixte (SVSLM) et maintien de la concentration désirée des boues	138

	<u>Page</u>
APPENDICE D: Principe de l'analyseur de Demande Totale en Oxygène	140
APPENDICE E: Détermination de la Demande Biochimique en Oxygène (DBO_5)	141
a) Principe de la méthode de Hach.	141
b) Principe de la méthode standard	142
APPENDICE F:	144
a) Dosage des Hydrates de Carbone (H.C.)	144
b) Dosage des lignosulfonates (L-S)	145
APPENDICE G: Détermination du coefficient de transfert d'oxygène $K_L a$	146
APPENDICE H: Echantillon extrait du programme d'analyse statistique des moyennes de pourcentage d'enlèvement de DBO_5 , DTO, H.C. et L-S par le "F-test" et le "t-test"	147
APPENDICE I:	149
a) Calcul de l'excès de boues (échantillon de calcul)	150
b) Tableaux donnant les excès de boues de chaque série	152
c) Autres conditions d'opérations ou valeurs expérimentales ayant permis la détermination de $\Delta X/V/X_v$	157

	<u>Page</u>
APPENDICE J: Echantillon d'analyse de régression	158
pour:	
a) Détermination des constantes	
a et b	159
b) Détermination des constantes	
a' et b'	160
c) Détermination de la constante k	161

REFERENCES 162

LISTE DES TABLEAUX

Page

Tableau 1: Conditions d'opération et résultats de la série A.	75
Tableau 2: Conditions d'opération et résultats de la série C.	76
Tableau 3: Conditions d'opération et résultats de la série D.	77
Tableau 4: Constantes a et b.	106
Tableau 5: Valeurs de a, b, a', b', et k tirées de la littérature.	114
Tableau 6: Constantes a' et b'.	117
Tableau 7: Valeurs de la constante k.	125

LISTE DES FIGURES

Titre	Page
Figure 1: Croissance des microorganismes et épuisement du substrat en fonction du temps d'aération.	13
Figure 2: Schémas des procédés boues activées conventionnelles, aération étagée et stabilisation par contact.	24
Figure 3: Schémas des procédés boues activées à deux stages et boues activées à mélange complet.	30
Figure 4: Schémas des différentes façons de soutirer les excès de boues produites.	35
Figure 5: Taux d'utilisation du substrat en fonction de la concentration de l'effluent.	48
Figure 6: Relation entre l'indice de Mohlman (SVI) et la charge organique.	59
Figure 7: Réacteur en continu.	64

Titre	Page
Figure 8: Vue de profil d'une cellule en opération.	65
Figure 9: Composantes de l'analyseur de DTO.	69
Figure 10: Appareil pour la détermination manométrique de DBO (Méthode de Hach).	70
Figure 11: Diagramme d'un analyseur Technicon.	71
Figure 12: Série A: Concentration des boues (SVSLM) dans les réacteurs.	86
Figure 13: Série C: Concentration des boues (SVSLM) dans les réacteurs.	87
Figure 14: Série D: Concentration des boues (SVSLM) dans les réacteurs.	88
Figure 15: Efficacité d'enlèvement de DBO_5 , DTO, H.C., L-S en fonction de la teneur de l'affluent.	94
Figure 16: Taux d'enlèvement en fonction de la teneur en solides dissous de l'affluent.	96

	Titre	Page
Figure 17:	Série C: Solides en suspension de l'effluent en fonction de la teneur en solides dissous de l'affluent.	97
Figure 18:	Série D: Enlèvement de DBO_5 , DTO, H.C. et L-S en fonction de SVSLM.	100
Figure 19:	Série A: Détermination des constantes a et b.	107
Figure 20:	Série C: Détermination des constantes a et b.	108
Figure 21:	Série D: Détermination des constantes a et b.	109
Figure 22:	Détermination du coefficient $K_L a$.	111
Figure 23:	Transfert d'oxygène vs débit d'air.	112
Figure 24:	Série A: Détermination des constantes d'aération.	115
Figure 25:	Série D: Détermination des constantes d'aération.	116
Figure 26:	Constante de taux d'enlèvement de la DBO_5 .	119

	Titre	Page
Figure 27:	Constante de taux d'enlèvement des hydrates de carbone.	120
Figure 28:	Série A: Constante de taux d'enlèvement de DTO.	122
Figure 29:	Série D: Constante de taux d'enlèvement de DTO.	123
Figure 30:	Série C: Constante de taux d'enlèvement de DTO.	124
Figure 31:	Calibration des débitmètres d'air.	133

NOMENCLATURE

- a Coefficient de rendement ou de synthèse de masse biologique, basé sur la DBO ultime ou la DCO ou la DTO ou les hydrates de carbone ou les lignosulfonates, lb SVS produits/lb de substrat métabolisé.
- a sera employé dans le sens de a_5 , basé sur la DBO_5 .
- a_5 a correspondant à une DBO_5 .
- a_u a correspondant à une DBO_u .
- a' Coefficient du taux d'oxygène requis pour la synthèse, basé sur la DBO ultime ou la DCO ou la DTO ou les hydrates de carbone ou les lignosulfonates, ou employé pour représenter a'_5 basé sur la DBO_5 , lb O_2 /lb de substrat métabolisé.
- a'_5 a' correspondant à la DBO de cinq jours.
- b Taux de respiration endogène, lb SVS oxydés/lb SVS restant/jour.
- b' Taux d'oxygène requis pour la respiration endogène, lb O_2 /lb SVS oxydés/jour.

C_{sw}	Concentration à saturation de l'oxygène dissous dans le déchet, ppm.
C_L	Concentration de l'oxygène dissous dans le milieu de culture, ou dans le déchet au temps t , ppm.
dS/dt	Taux d'utilisation du substrat par les microorganismes, par unité de volume de réacteur.
dX/dt	Taux net de croissance des microorganismes par unité de volume de réacteur.
DBO_5	Demande biochimique en oxygène basée sur cinq jours, mg/l.
DBO_u	Demande biochimique ultime en oxygène (basée sur 20 jours), mg/l.
DCO	Demande chimique en oxygène, mg/l.
DTO	Demande totale en oxygène, mg/l.
F	Concentration du substrat dans le réacteur, exprimée en unité de DBO , DCO , DTO , hydrates de carbone ou lignosulfonates.

- F_i Concentration du substrat alimenté (affluent), exprimée en unités de DBO, DCO, DTO, hydrates de carbone, ou lignosulfonates.
- F/M Rapport aliment (ou substrat) à microorganismes, exprimée en lb de DBO_5 , ou de DTO, ou de DCO, ou d'hydrates de carbone ou de lignosulfonates/lb de SVS/jour.
- f_d Fraction biodégradable de la masse active, lb de masse biologique dégradabile/lb de masse biologique.
- f_v Fraction volatile des solides en suspension, lb SVS/lb SSLM.
- G Age des boues, encore appelé temps de résidence moyen des microorganismes ou temps de rétention des solides, jours.
- K Taux maximum d'utilisation de substrat, mg/l de DBO (ou de DTO ou de H.C. ou de lignosulfonates) enlevés par mg/l de SVS par jour (ou simplement jour⁻¹).
- K_e Taux d'oxydation endogène, mg/l de la masse dégradabile oxydée par mg/l de masse dégradabile restant par jour.
- K'_e Taux d'oxydation endogène, mg/l de SVS oxydés par mg/l de SVS restant par jour.

$K_{L a}$ Coefficient global de transfert d'oxygène, heure⁻¹.

K_m Taux global d'enlèvement de DBO_u ou DBO_5 , mg/l de DBO enlevés par mg/l de DBO restant par jour.

K_{SM} Taux de synthèse, mg/l de masse active synthétisée par mg/l de DBO restant par jour.

K_s Constante de saturation: concentration de substrat à laquelle le taux d'utilisation du substrat par unité de masse de microorganismes est la moitié du taux maximum, masse/volume.

k^o Coefficient de demande immédiate en oxygène, masse/volume.

k Taux d'enlèvement de substrat (DBO_u , DBO_5 , DTO, H.C., ligno-sulfonates), mg/l substrat enlevé par mg/l SVS par jour.

k_b Taux d'oxydation endogène, mg/l de masse dégradabile oxydée par mg/l de masse dégradabile restant par jour.

k_d Coefficient de déclin des microorganismes, ou taux d'oxydation endogène, mg/l de microorganismes oxydés par mg/l de microorganismes restant par jour.

LM	Liqueur Mixte (contenu du réacteur biologique).
L-S	Lignosulfonates de la liqueur résiduaire au bisulfite.
M	Masse finie de microorganismes, mg/l.
M _a	Concentration de la masse active, mg/l.
M _{ae}	Concentration de la masse active de l'effluent, mg/l.
M _{aw}	Concentration de la masse active dans la ligne de rejet, mg/l.
M _e	Concentration de la masse biologique de l'effluent, mg/l.
M _o	Concentration des solides biologiques en suspension dans l'alimentation, mg/l.
M _T	Concentration de la masse totale, mg/l.
M _{Te}	Concentration de la masse totale de l'effluent, mg/l.
M _w	Concentration de la masse biologique de la ligne de rejet, mg/l.
Q	Débit alimenté au réacteur, volume/temps.

- Q_r Débit de recirculation de boues, volume/temps.
- Q_w Débit de rejet de boues, volume/temps.
- Q'_w Débit de rejet de boues, volume/temps.
- r Taux d'utilisation d'oxygène par unité de temps et de volume, mg/l/jour.
- S Concentration de substrat ou de déchet ou de la liqueur au bisulfite dans le milieu réactionnel, mg de substrat (en DBO, DTO, H.C., L-S) par litre. Les indices o et e réfèrent respectivement à la concentration initiale et à la concentration de déchet de l'effluent.
- S_r Quantité de substrat enlevée ($S_o - S_e$), mg de substrat/litre.
- SS Solides totaux en suspension, mg/l.
- SSLM Solides en suspension dans la liqueur mixte, mg/l.
- SVI "Sludge Volume Index". Mesure de la décantabilité des boues, ml de boues par gramme de solides.

SVSLM	Solides Volatiles en Suspension dans la Liqueur Mixte, mg/l.
SVS	Solides Volatiles en Suspension, partie volatile des solides biologiques, mg/l.
TRH	Temps de rétention hydraulique, jours.
t	Période d'aération; temps de détention hydraulique, jours.
t _{sm}	Correspond à G dans l'approche de McKinney (réf. 9).
X	Concentration de microorganismes, de solides biologiques, mg/l.
x	Fraction dégradable de la masse biologique volatile, lb SVS dégradable/lb SVS.
X _o	Concentration de solides biologiques de l'affluent, mg/l.
X _a	Concentration de la masse biologique active, mg/l.
X _d	Concentration de la masse biologique dégradable, mg/l.

- X_T Concentration des solides totaux, mg/l.
- X_R Concentration de solides biologiques de la ligne de retour de boues, mg/l.
- X'_V Concentration de la masse biologique volatile (SVS), mg/l.
- $\Delta X/V$ Taux d'accumulation des solides biologiques, où excès de boues ($\Delta X_a/V$, $\Delta X_v/V$, $\Delta X_T/V$ réfèrent respectivement à la masse biologique active, volatile, totale), mg/l/jour.
- Y Coefficient de rendement ou de synthèse de la masse biologique, masse de microorganismes par masse de substrat métabolisé.

SYMBOLES GRECS

μ - Taux de croissance exponentielle, taux de croissance net,
jour⁻¹.

$\mu_{\max}$ - Valeur maximale du taux de croissance à la concentration de
substrat infiniment grande, jour⁻¹.

θ - Temps de détention hydraulique, jours.

θ_c - Temps de résidence moyen des microorganismes, encore appelé
âge des boues ou temps de rétention des solides, jours.

θ_s - Temps de détention hydraulique du système, jours.

Chapitre I

INTRODUCTION

Au Canada, une dizaine d'usines papetières utilisent présentement le procédé de cuisson au bisulfite pour produire des pâtes à haut rendement. Ce procédé offre l'avantage de produire une pâte plus facilement blanchissable et de plus permet de cuire le bois à des rendements plus élevés. Par contre les lessives résiduelles bisulfitiques provenant de ces usines ont une teneur en solides dissous entre 6 et 10% et constituent ainsi une grande source de pollution quand on les déverse sans aucun traitement dans les cours d'eau: l'un des principaux effets est la désoxygénation des eaux par la très haute demande en oxygène de ces lessives résiduelles ou liqueur résiduelle (1, 2).

On doit prendre des mesures anti-pollution et plusieurs alternatives s'offrent (1, 3):

a) On peut envisager de remplacer les procédés au sulfite par le procédé Kraft, tendance déjà amorcée (1), mais il faudra entraîner le personnel et faire peut-être des mises à pied et perdre une partie de la clientèle insatisfaite des caractéristiques différentes de la pâte (1). Par ailleurs le procédé Kraft nécessite des coûts pour le contrôle de la pollution de l'air, pouvant être égaux et même supérieurs à ceux engendrés pour le contrôle de la pollution de l'eau (1). De plus le procédé Kraft permet des rendements maximum de cuisson de 60% alors que le procédé au bisulfite peut aller jusqu'à 80% de rendement (1). Pour une meilleure utilisation des res-

sources forestières, cette mesure n'apparaît pas comme la solution idéale.

b) On peut envisager d'installer un système de récupération: l'expérience a démontré (1,3) que la récupération des produits chimiques inorganiques et de l'énergie thermique après concentration et combustion des matières organiques contenues dans la liqueur est la solution la moins coûteuse si la récupération est supérieure à 80%. Il faudrait qu'une mesure anti-pollution soit prise pour que la récupération devienne justifiable dans le cas des liqueurs résiduelles au sulfite des petites et des vieilles usines (13). Par contre, l'augmentation rapide du coût de l'énergie peut rendre les systèmes de récupération plus économiquement intéressants(1).

c) On peut envisager la fabrication de sous-produits, mais dans la plupart des cas, le coût des sous-produits est trop élevé et leur qualité est médiocre ou encore le marché est trop restreint (1, 3).

d) On peut envisager un traitement physicochimique ou un procédé d'utilisation de la liqueur résiduelle telles que la fermentation alcoolique ou acide et la culture de levures (4, 5, 6).

e) On peut envisager utilement d'employer les procédés d'épuration biologiques (1, 3) qui sont exploités avec satisfaction pour l'épuration des égouts domestiques et de certains égouts industriels.

Il apparaît finalement qu'aucune solution unique n'existe.

Chaque usine devra étudier les avantages et les inconvénients de chaque alternative avant de choisir le système optimum. Les procédés de traitement biologiques apparaissent comme les plus appropriés

pour réduire d'une façon plus économique la toxicité, la DBO et pour améliorer l'apparence générale de l'eau (1). Par contre, ils ne sont pas adéquats pour éliminer les composés de lignine. L'épuration biologique de la liqueur résiduaire semble être appelée à connaître un emploi de plus en plus important pour les effluents au sulfite et au bisulfite car les règlements contre la pollution deviennent de plus en plus serrés pour justifier ce recours (1, 3).

Mais on constate que les informations diminuent quant à l'application des procédés biologiques aux égouts d'usines papetières et deviennent encore plus rares pour la liqueur résiduaire au bisulfite provenant de cuissous à haut rendement de bois de sapins et d'épinettes comme on le pratique surtout dans l'Est Canadien.

Quelques usines aux Etats-Unis en sont déjà aux faits: deux d'entre elles pratiquent l'épuration biologique sur les effluents du procédé au sulfite acide (7). Il faut noter que ces effluents se composent du condensat de la liqueur résiduaire collecté à la sortie des évaporateurs et de l'effluent du blanchiment. L'une utilise le système conventionnel des boues activées et l'autre, la version aération prolongée des boues activées. Les deux annoncent une réduction de DBO_5 de 85%. On assiste à d'autres endroits à des essais en plan pilote: c'est le cas de l'Usine au Sulfite des Pâtes de la Nouvelle-Ecosse Ltée, à Fort Hawkesbury (8). On connaît aussi la tentative intéressante de l'Usine de Hallsta en Suède de traiter dans une installation d'épuration biologique les 10% de la lessive (qui nous

concerne, c'est-à-dire la lessive résiduaire bisulfite) qui ne sont pas récupérés et évaporés (9).

La revue de la littérature nous montre que la conception habituelle d'un procédé de boues activées conduit à des rapports F/M (rapports aliment à microorganismes ou charge organique) modérés entre .1 et .8 pour l'aération prolongée et l'aération type standard et pouvant aller jusqu'à 2 mg DBO_5 /mg SSM/jour dans le cas du procédé à haut taux. Cela sous-entend que les concentrations en déchets dissous dans les affluents de ces systèmes de traitement sont assez dilués pour permettre de respecter le critère d'un temps de détention réduit qui se situe généralement entre .5 heure et 12 heures pour les procédés de boues activées à haut taux et standard, de 12 à 24 heures et parfois plus pour l'aération prolongée. Cette conception du système permet de compter sur une efficacité élevée (70 à 95% de réduction de DBO_5).

La liqueur résiduaire au bisulfite sort des lessiveurs industriels à des teneurs entre 5 et 8% en solides dissous et possède une DBO_5 d'environ 0.33 g/g de solides dissous. Les concepts de traitement habituels mentionnés précédemment obligent à pratiquer de grandes dilutions. Des études antérieures faites par Lo et al. (10) pour déterminer la constante de réaction, la quantité et l'état des boues ainsi que la consommation d'oxygène pour le traitement de la liqueur résiduaire au bisulfite montrèrent la nécessité

de grandes dilutions de la liqueur, le calcul du rapport F/M obtenu, en fixant un temps de détention de 28.8 heures et une concentration en boues volatiles de 1500 mg/l donne une valeur de 3.7 pour ce rapport F/M: le pourcentage d'enlèvement de la DBO_5 atteint 70% comparativement à 77% pour une liqueur à 0.25% en solides dissous soit à un rapport F/M = 1.8. Cependant, bien que le pourcentage d'enlèvement diminue avec l'augmentation du rapport F/M, la quantité totale d'enlèvement journalier augmente avec ce rapport. Un rapport F/M élevé favorise donc, un plus faible pourcentage de réduction mais en même temps une plus grande quantité de la matière polluante détruite. L'étude antérieure (10) a montré d'autre part qu'en augmentant la concentration de la liqueur résiduaire alimentée, un temps de détention plus long était nécessaire pour garder aux boues leurs bonnes caractéristiques de sédimentation et améliorer l'efficacité du système. L'augmentation de la concentration des boues a montré aussi des effets bénéfiques sur le traitement. Un autre renseignement très intéressant de l'étude antérieure (10) est le fait que le milieu réactionnel se tamponne à un pH voisin du neutre à mesure que la concentration de la liqueur augmente et qu'alors le pH demeure aux alentours du neutre à partir d'une concentration de liqueur résiduaire alimentée supérieure à 3%. On aura donc moins besoin de produits chimiques pour la neutralisation alors qu'avec des liqueurs résiduaire très diluées, il faut quotidiennement (ou continuellement) neutraliser le pH du milieu réactionnel pour permettre à l'activité biologique d'être dans la condition optimale de pH 7. La con-

centration de liqueur résiduaire atteinte dans cette étude (10) est 2%. Cette étude a été poursuivie jusqu'à une concentration de liqueur résiduaire de 6% en solides dissous et le temps y est arrêté à 48 heures tandis que la concentration des boues y va jusqu'à 3000 mg/l de solides volatiles en suspension dans la liqueur mixte (SVSLM).

Encouragés par ces résultats et dans l'optique d'optimiser l'efficacité du traitement et déterminer les constantes affectant les équations de cinétique et de bilan de matière (paramètres de conception) nous avons poursuivi cette étude à des teneurs de liqueur de 6 à 15% en solides dissous, des temps de détention de 48 heures à 120 heures et des concentrations de masse biologique volatiles élevées allant jusqu'à 7500 mg/l.

Chapitre II

RELEVÉ BIBLIOGRAPHIQUE

Fowler, Arden et Locket (11, 12) découvrirent le procédé de "boues activées" en 1913 en Angleterre. Les études fondamentales de procédé débutent vers 1950 (12).

II. 1 Application aux liqueurs résiduelles au sulfite et bisulfite.

Les ingénieurs conseils d'Ekono (8), Müller et Walden (6, 13) envisagent le coût du procédé. Pour les premiers il ne peut être question de s'en servir que si les règlements contre la pollution, deviennent plus contraignants. Pour Müller et Walden (6) il faut se contenter de fermenter les sucres que la liqueur contient.

Sawyer (14, 15), Sawyer, Logan et Heukelekian (16) traitent en laboratoire, par le procédé des boues activées, la liqueur résiduelle au sulfite avec de bonnes performances. Sawyer (15) en faisant un traitement conjoint d'un mélange d'égout domestique avec la liqueur résiduelle au sulfite, trouve que le taux d'enlèvement de DBO pour un mélange contenant plus de 6% en liqueur était restreint à cause d'une insuffisance en azote exigé comme nutriment par les microorganismes. Sawyer (15) établit ensuite les proportions requises d'azote et de phosphore pour une quantité déterminée de DBO du déchet

conjoint soit le rapport DBO:N:P égal à 45:3:1.

Expérimentant sur la possibilité de traiter la liqueur résiduaire au sulfite (17), Gustaf et Rennerfelt constatent une biodégradation de la liqueur diluée sulfitique par une population de microorganismes provenant d'égout municipal. Comparant l'effet des microorganismes sur la liqueur sulfitique provenant de la cuisson du pin et sur la liqueur sulfitique synthétique, ils constatent un plus long temps de retard pour la liqueur réelle mais en revanche de plus hauts taux de réactions avec cette même liqueur.

Répétant l'expérience en boues activées et opérant pendant trois mois avec une population de microorganismes adaptés, ils constatent (17) que le temps de retard était plus court et que la concentration de glucose et de xylose décroissait très rapidement, le mannose et la galactose étant plus lents à dégrader. Ils concluent donc que les bactéries avaient acquis la capacité d'employer le xylose comme source d'énergie, ce qui est d'une grande importance puisque les égouts sulfitiques de bois dur comme le pin ont le xylose comme sucre prédominant et pourront ainsi être traités biologiquement (17). Comparant les égouts sulfitiques de bois dur et de bois mou, ils trouvent (17) que l'efficacité de dégradation diminue quand on passe de l'égout de bois mou à celui de bois dur. Ils établissent aussi l'effet de la température et celui de la concentration de l'égout. Ils trouvent que la réduction de DBO décroît avec l'augmentation de la charge;

la lignine n'est pas décomposée durant le traitement biologique et les sucres sont efficacement dégradés; le plus haut enlèvement de DBO se fait au début. Le pourcentage d'enlèvement de DBO_5 pour une DBO_5 initiale de 6000 mg/l et une concentration en boues SSLM entre 8000 et 10000 mg/l (donnant un facteur de charge F/M de 5 kg $\text{DBO}/\text{m}^3/\text{jour}$) se situe entre 85 et 95%.

Une carence en azote et phosphore ralentit le taux de réaction. Rennerfelt et Gustaf (17) suggèrent alors de fournir l'azote et le phosphore dans le rapport $\text{DBO:N:P} = 100:5:1$ et font remarquer que le rapport DBO:N pourrait être augmenté de 20:1 à 33:1 sans changement dans la DBO mesurée après 10 jours, tandis que le maximum du rapport DBO:P peut aller jusqu'à 170:1. Dépasser ce rapport résulterait en une certaine inhibition de la réaction biologique, fait peu remarquable quand c'est le rapport DBO:N qui dépasse sa borne de 33:1. Ils tirent comme conclusion générale que tous les types de résidus de pâtes et papiers peuvent être oxydés biologiquement.

Schmidt et al. (18) étudient le traitement de tout l'effluent de pâte au sulfite et montrent que de hauts enlèvements de DBO sont possibles. Ils font constater que les hydrates de carbone monomériques et dimériques et la plus grande portion des acides organiques sont enlevés en premier lieu et que la DBO de l'effluent résiduel résulte en grande partie de lignosulfonates présents en grande proportion. Borovickova et Effenberger (19) rapportent des évaluations

à l'échelle laboratoire et en plan pilote montrant que les effluents de pâtes au bisulfite à base Sodium et à base Magnésium peuvent être facilement traités par le procédé des boues activées pourvu que des quantités suffisantes de nutriments inorganiques soient ajoutés et des mesures prises pour réduire les indices de boues.

Mézières (9), rapportant les réalisations des papeteries suédoises, note la tentative, intéressante de l'Usine de Hallsta de traiter dans une installation d'épuration biologique les 10% de la lessive bisulfite résiduelle qui ne sont pas récupérés et évaporés. Mézières nous apprend encore que des projets semblables sont envisagés pour une usine de Kopparfors et une usine de Froskeby en Suède.

Brébion (20) compare les trois procédés biologiques de traitement de la liqueur bisulfite suivants:

- a) Recirculation et décantation des boues activées
- b) Méthode combinée de lits submergés de coke et de boues activées.
- c) Méthode combinée nouvelle de cloisons poreuses ensemencées et boues activées.

Il note que la méthode (c) est la plus appropriée et qu'en faisant monter le pH de 2.5 à 6.5 on peut compter sur une réduction

tion des sucres de 83%. Quiles-Mottiaux (21), traitant en laboratoire des lessives résiduaire au sulfite tire les conclusions suivantes:

- Une forte chute de DBO_5 alors que la DCO chute moins entraînant l'augmentation du rapport DCO/DBO, du fait de la disparition d'une grande quantité de matières biodégradables qui constituaient la DBO_5 .
- Un enlèvement quasi total des hémicelluloses.
- Un faible enlèvement de lignosulfonates auxquels elle attribue le fait d'une faible chute en DCO de la liqueur épurée. Elle pense que leur enlèvement enregistré est dû en grande partie à la dégradation des chaînes courtes, et peut-être une dégradation partielle des lignosulfonates de masse moléculaire élevée.

Il apparaît ainsi que l'application de l'épuration biologique aux liqueurs résiduaire au sulfite et au bisulfite ne connaît pas beaucoup d'exploitation. Marchildon et al. (3) étudient l'évaluation du coût pour les différentes alternatives envisagées comme solutions au problème de pollution par ces liqueurs résiduaire et remarquent que l'épuration biologique peut être une alternative intéressante pour résoudre économiquement le problème de pollution de l'eau par la liqueur résiduaire. Ils constatent qu'effectivement les procédés biologiques sont appelés à prendre de l'expansion (3).

II. 2. BASES THEORIQUES

II. 2.1. Cinétique de base

Au cours d'une culture en système discontinu, la croissance bactérienne éprouve une courbe caractéristique en fonction du temps de séjour dans le réacteur (22). La figure 1 montre l'allure de cette courbe et celle de la courbe d'épuisement de la matière alimentaire. On constate (22, 23) que pour une population de microorganismes adaptés (acclimatés) aux déchets, la synthèse et la prolifération microbienne sont de plus en plus accélérées au début quand l'alimentation fournie est abondante et le seul facteur limitant à ce niveau est la capacité de synthèse cellulaire. La courbe croît très rapidement: c'est la phase logarithmique car la population microbienne croît exponentiellement (portion ab de la courbe de la figure 1). La nourriture s'épuisant, on assiste à la phase de croissance limitée ou phase de déclin (portion bc de la courbe de la figure 1). La nourriture devenant de plus en plus rare, les microorganismes se livrent une guerre de survie, c'est l'auto-destruction ou l'auto-oxydation appelée phase endogène, d'où décroissance de la courbe à ce niveau (portion cd de la courbe de la figure 1). On doit tenir compte de ces différentes phases pour localiser un procédé d'épuration biologique en continu, ce que Zajic (24) dit en ces termes: analyser les "boues activées" en termes de croissance bactérienne ou de production de boues à partir de substrats organiques ou de déchets.

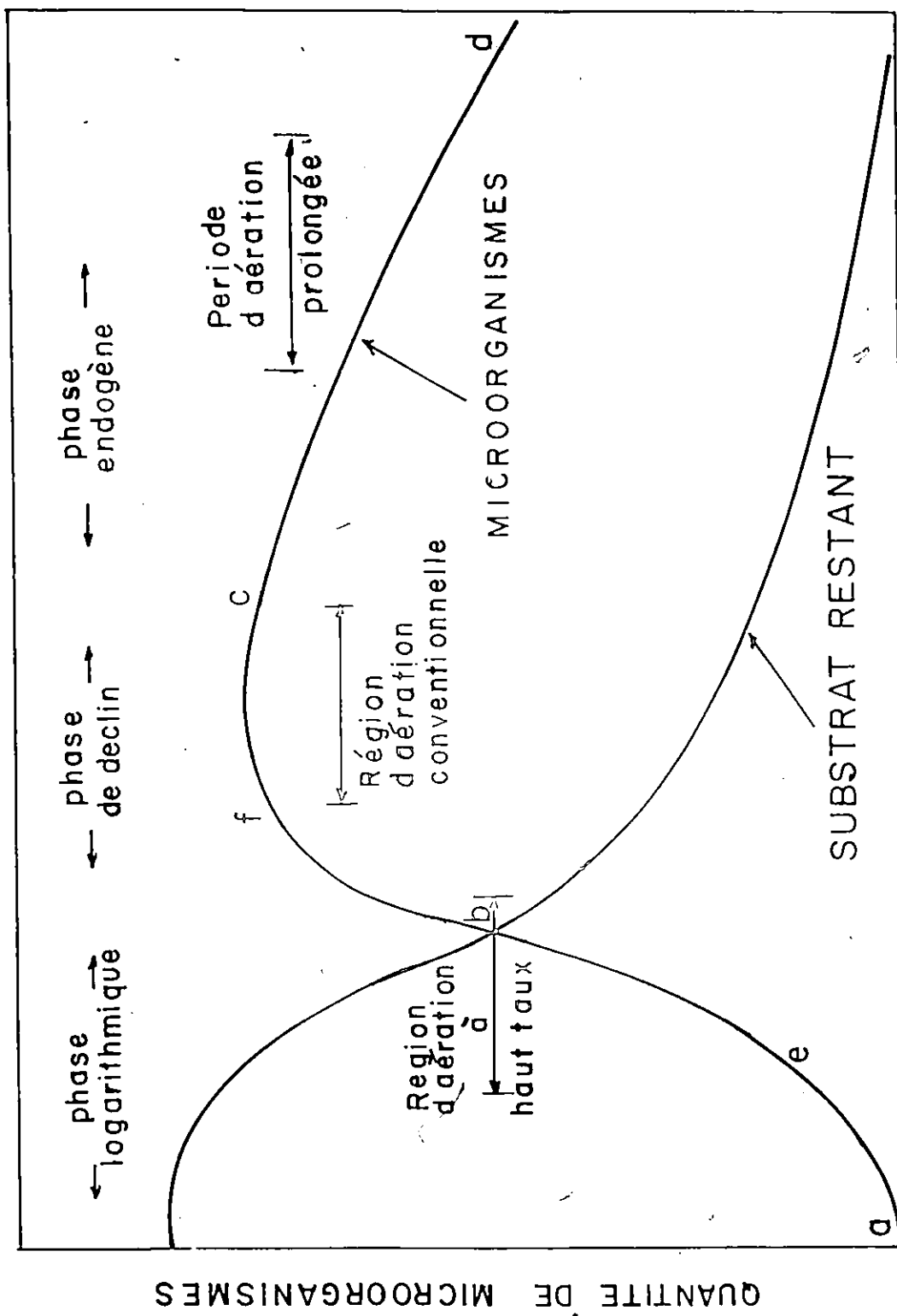


FIGURE 1 - Croissance des microorganismes et épuisement du substrat en fonction du temps d'aération.

Zajic (24) souligne que l'application de la cinétique de croissance aux "boues activées" soulève beaucoup de problèmes à savoir: la dépendance de la croissance au substrat; ce phénomène de dépendance devient plus complexe pour des mélanges de substrats ou en d'autres termes, pour un substrat formé de plusieurs composés, pour des mélanges de culture; l'influence du pH, de l'aération et de l'agitation accentue cette complexité. C'est ainsi, dit-il, que les formules cinétiques doivent inclure un grand nombre d'hypothèses.

Plusieurs modèles mathématiques ont été formulés pour l'analyse des procédés biologiques. On peut énoncer l'équation présentée par Monod comme ceci (12):

$$\mu = \mu_{\max} (S) / (K_s + S) \quad (1)$$

où μ - Taux de croissance exponentielle ou taux de croissance spécifique.

$\mu_{\max}$ - Taux maximum de croissance exponentielle, quand le substrat est illimité.

S - Concentration du nutriment limitant (substrat)

K_s - Constante de saturation. Concentration de S correspondant à $\mu = \frac{\mu_{\max}}{2}$;

Goodman et Englande (12) mentionnent le peu de succès obtenu par Garrett et Sawyer en tentant d'appliquer le modèle de Monod (cf réf. 12) au système de boues activées à mélange complet. Goodman et Englande (12) concluent que les tentatives postérieures d'employer les relations

de Monod n'ont pas eu plus grands succès pour la même raison suivante: le modèle de Monod est fait dans le cas d'une culture de bactéries à la phase logarithmique où le facteur limitant est la quantité bactérienne et non le substrat. Ramanathan et Gaudy (25, 26) affirment cependant que l'équation de Monod qui relie la constante de taux de croissance logarithmique (μ) à la concentration de substrat et qui est similaire en forme à l'équation de Michaelis - Menten (26, 27) décrivant la cinétique des réactions enzymatiques, est applicable dans le cas de culture de populations microbiennes hétérogènes où le nutriment est le facteur limitant.

Moser, rapporté par Ramanathan et Gaudy (26) proposa la modification suivante de l'équation proposée par Monod:

$$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{1}{1 + K_s^\alpha S^{-\alpha}} \right) \quad (11)$$

où α est la constante du système. C'est que selon lui, l'exposant affecté au facteur limitant, le nutriment, n'est pas forcément l'unité. Une autre modification de l'équation présentée par Monod (26) rapportée par Gaudy et Ramanathan (26), Edwards (28) est celle de Teissier:

$$\mu = \mu_{\max} (1 - e^{-S/K_s}) \quad (111)$$

Gaudy et Ramanathan rapportent que Schulze a pu appliquer l'équation de Teissier aux données d'installations de traitement d'égouts et est arrivé à la conclusion que l'on pouvait utiliser une telle équation pour prédire la performance des installations d'épuration

prototypes par "boues activées".

Les équations proposées par Monod, Moser et Teissier ne sont que quelques tentatives parmi tant d'autres pour tenir compte de l'interaction entre microorganismes et nutriment servant dans une culture. On peut citer encore l'équation proposée par Haldane en 1930 et rapportée par Edwards (28):

$$\mu = \frac{\mu_{\max}}{1 + K_1/S + (S)^{n-1}/K_n} \quad (\text{iv})$$

μ , $\mu_{\max}$, S sont comme définis plus haut, K_1 , K_n sont des constantes.

Edwards mentionne aussi les modèles suivants:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{(K_s + S) (1 + S/K_1)} \quad (\text{v})$$

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S (1 + S/K)}{K_s + S + S^2/K_1} \quad (\text{vi})$$

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S + (S^2/K_1) (1 + S/K_1)} \quad (\text{vii})$$

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S e^{-S/K_1}}{K_s + S} \quad (\text{viii})$$

$$\mu = \mu_{\max} (e^{-S/K_1} - e^{-S/K_s}) \quad (\text{ix})$$

On n'a pas épuisé tous les modèles tentant de simuler l'interaction entre microorganismes et nutriment. Edwards (28) mentionne les cinq derniers modèles dans l'étude de l'effet inhibiteur du substrat. Il note parmi les multitudes d'effets inhibiteurs que peuvent présenter les substrats, celui où un excès d'hydrates de carbone altère le métabolisme des microorganismes aérobiques. Edwards (28) conclut que malgré les objections montrant l'impossibilité de trouver un modèle qui rende compte des multitudes d'effets, on a tout de même besoin de rechercher des modèles cinétiques assez fiables pour estimer l'effet inhibiteur du substrat. Nous tirons comme autres principales conclusions de l'étude d'Edwards(28):

- Si la concentration du substrat alimenté est assez haute pour provoquer une inhibition par le substrat, alors la possibilité d'instabilité existe quant à l'atteinte d'un régime permanent.
- Le contrôle des boues de retour permet tout de même de stabiliser le système malgré l'inhibition du substrat.

Quel qu'en soit le modèle qu'on tente d'appliquer à la cinétique de croissance, il est toujours désirable de déterminer la proportion du substrat qui est converti en cellules ou solides biologiques, d'où la relation suivante $\frac{dX}{dt} = Y \left(\frac{dS}{dt} \right) (x)$ qu'ont employée beaucoup d'auteurs dont Gaudy et Ramanathan (25), Edwards (28), Andrews(29). Dans cette équation, Y est le coefficient de rendement et est supposé constant (identifié par le symbole α dans cette étude) X est la con-

centration des cellules bactériennes ou des solides biologiques;
S représente encore la concentration du substrat et t le temps.

Il faut noter qu'une telle équation ne tient compte que de la croissance en solides biologiques ou en microorganismes. Pourtant, durant un procédé biologique, plusieurs facteurs ignorés dans le modèle peuvent devenir importants. On notera par exemple le métabolisme endogène dans lequel nous incluons les facteurs suivants: la respiration endogène proprement dite, la lyse des microorganismes. Tous ces facteurs contribuent à changer la masse des microorganismes (29, 30), c'est l'autodestruction des cellules bactériennes qui s'effectue parallèlement à la croissance. Cette autodestruction peut dans certains cas être négligeable (24).

Pour tenir compte du métabolisme endogène, le modèle suivant a été proposé (24, 29, 31, 32):

$$\frac{dX}{dt} = a \frac{dS}{dt} - bX \quad (xi)$$

dX/dt = taux de croissance nette des microorganismes, masse/(volume * temps)

a = coefficient de rendement de croissance, masse de microorganismes produite par masse de substrat enlevé.

b ou k_d = coefficient de décroissance de microorganismes, ou coefficient de respiration endogène, temps⁻¹

dS/dt = taux d'utilisation du substrat par les
microorganismes, masse/(volume*temps)
X = concentration des microorganismes,
masse/volume

Ce modèle est largement employé dans les systèmes employant des taux de retour de boues relativement hauts pour maintenir un niveau de solides biologiques considérablement plus élevé que ne peut permettre la seule croissance à partir du substrat (23). Même sans recirculation de boues, on doit tenir compte du métabolisme endogène dans la plupart des procédés biologiques de traitement d'eau résiduaire où les microorganismes sont retenus suffisamment dans le réacteur pour permettre l'étape de l'autooxydation ou décroissance de microorganismes et faire prévaloir le modèle suggéré précédent (24, 29, 31, 32). Y ou a, le coefficient de rendement ou coefficient de synthèse est pris comme une constante mais on sait que ce n'est pas une vraie constante car il peut dépendre de l'oxydo-réduction des nutriments, du degré de polymérisation du substrat du cheminement du métabolisme, du taux de croissance et de différents paramètres physiques de la culture comme le note Ribbons (32) rapporté par Metcalf et Eddy. k_d ou b n'est pas non plus une vraie constante (29,32) puisqu'il décroît avec l'âge des microorganismes, à mesure que la portion facilement métabolisable des microorganismes est utilisée. On le trouve cependant assez satisfaisant comme constante quand on l'applique dans un intervalle assez restreint d'âge de microorganismes.

Metcalf et Eddy (32), Eckenfelder (31), Chiu et al. (33) rapportés par Poon et al, rapprochent le taux d'utilisation du substrat à un modèle similaire à celui de Monod, ou de Michaelis-Menten:

$$dS/dt = \frac{KXS}{K_s + S} \quad (xii)$$

dont la combinaison avec le modèle $dX/dt = a \frac{dS}{dt} - k_d X$ donne:

$$\frac{1}{\theta_c} \equiv \frac{1}{G} = \frac{dX/dt}{X} = \mu = \frac{aKS}{K_s + S} - k_d \quad (xiii)$$

Si on note que $aK = \mu_{\max}$ alors $\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} - k_d \quad (xiv)$

équation que Monod trouve dans le cas de systèmes de culture pure.

θ_c ou G est défini comme âge des microorganismes et est égal à l'inverse du taux de croissance $\mu = \frac{dX/dt}{X}$. La définition de l'âge basée sur une masse finie M de microorganismes et durant un temps fini Δt , donne:

$$G = \theta_c = \frac{X_M}{\Delta X/\Delta t} \quad (xv)$$

Sur le même critère de masse et temps finis, l'équation (xiii) s'écrit

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu = aU - k_d \quad (xvi)$$

où U représente par définition dans l'analyse de Metcalf et Eddy le terme $\frac{\Delta S/\Delta t}{X_M}$ et est connu sous les noms (32): facteur de charge, utilisation spécifique ou rapport aliment à microorganismes.

II. 2.2. Types du procédé "boues activées" et modifications au procédé.

On distingue trois principaux types de procédé de boues activées et plusieurs de leurs versions ou modifications. Tous ces types et leurs modifications nombreuses font du procédé des boues activées le procédé le plus versatile de tous les procédés d'épuration biologique (8).

II. 2. 2a. Procédé "Boues activées" Conventionnel

Metcalf et Eddy (32) le définissent ainsi: il se compose d'un réservoir d'aération, d'un clarificateur secondaire (réservoir de décantation) et d'une ligne de retour de boues. Les boues rejetées sont extraites de la ligne de retour ou de la ligne de la liqueur mixte, c'est-à-dire du réservoir d'aération. Les ingénieurs conseils d'Ekono (8) le définissent ainsi: l'effluent est communément aéré pour une période de 6 à 8 heures en présence des boues secondaires; le taux normal de retour des boues secondaires à l'aération est environ 25% du débit hydraulique, avec un taux minimum et maximum de 15% et 75%. Ils mentionnent les lacunes suivantes: inégale distribution du rapport aliment à microorganismes, limitant ainsi les charges volumétriques de DBO et plaçant une haute demande d'oxygène à la tête du réservoir d'aération; manque de stabilité opérationnelle à cause des variations dans la charge hydraulique et organique; le clarificateur final est soumis à de hautes charges en solides. Nemerow (30) rapporte

que la période de contact peut être règlementée par une conception judicieuse des systèmes hydrauliques des bassins d'aération, le temps moyen d'aération étant 6 heures pour les égouts domestiques et de 6 à 24 heures pour les différents égouts industriels. Il mentionne 20% du débit hydraulique pour le retour des boues. Moores (22) le décrit et nous résumons comme ceci: l'aération conventionnelle opère dans la portion f_c de la courbe de croissance (cf figure 1), phase de déclin; il permet un compromis entre le volume du réacteur et la production de solides; sa charge organique se situe entre 0.3 et 1.2 lb de DBO_5 par lb de SSIM par jour; le besoin en oxygène est de 0.7 à 1.2 lb O_2 par lb de DBO_5 enlevée et la production nette de boues se situe entre 0.35 et 0.55 lb de boues par lb de DBO_5 enlevée; une concentration de boues (SSLM) de 2000 à 4000 mg/l et un temps de détention égal ou supérieur à 3 heures. Selon Moores (22) on peut compter sur un enlèvement de plus de 90% de DBO_5 . Hazeltine (voir Nemerow(30)), rapporte un enlèvement dans le même ordre de grandeur: plus de 90% quand les charges sont inférieures à 0.3 lb DBO_5 par lb de solides en suspension dans la liqueur mixte. Hazeltine recommande une charge entre 30 et 35 lbs de DBO par 1000 pi^3 de volume de réservoir dans les installations de traitement. Nemerow (30) rapporte les recommandations de Sawyer qui limitent les charges volumiques à environ 35 lbs de DBO par 1000 pi^3 de volume de réservoir dans le cas d'égout domestique, exigeant un temps de détention relativement long; Sawyer fait constater d'autres

désavantages, comme le capital d'investissement élevé, la haute demande en oxygène initiale des liqueurs mixtes, la tendance à produire des boues gonflées ("bulking sludge"), les hauts taux de recirculation nécessités pour des déchets à hautes DBO, les hautes charges en solides des clarificateurs finaux, et les grandes quantités d'air requis qui découlent de ce procédé. La figure 2 montre le schéma de ce procédé.

II. 2. 2b Procédé "boues activées" à aération prolongée

Moore (22) le définit comme ayant les caractéristiques suivantes: exige de grands volumes de bassins, des quantités maximales d'oxygène, de basses charges organiques. Il en résulte le minimum de solides biologiques et on peut espérer un enlèvement de DBO_5 supérieur à 95%. La charge organique est de 0.03 à 0.1 lb DBO_5 par lb de SSIM par jour et requiert de 1.3 à 1.8 lb d'oxygène par lb de DBO_5 , tandis que la production de boues se situe entre 0.1 et 0.2 lb de solides par lb de DBO_5 enlevée. Moore (22) recommande une concentration des boues de 3500 à 5000 mg/l et des temps de détention de 18 heures et plus. Metcalf et Eddy (32) situent ce procédé à la phase endogène de la courbe de croissance. Ils confirment la nécessité de charges organiques relativement basses et d'un long temps de détention. L'aération étendue est généralement appliquée seulement aux petites installations de traitement de moins de 1 mgd (30, 32) parfois pouvant aller jusqu'à 2 mgd d'après Eckenfelder (34) qui appelle encore ce procédé "Oxydation totale". Dans une aération étendue, il faut pré-

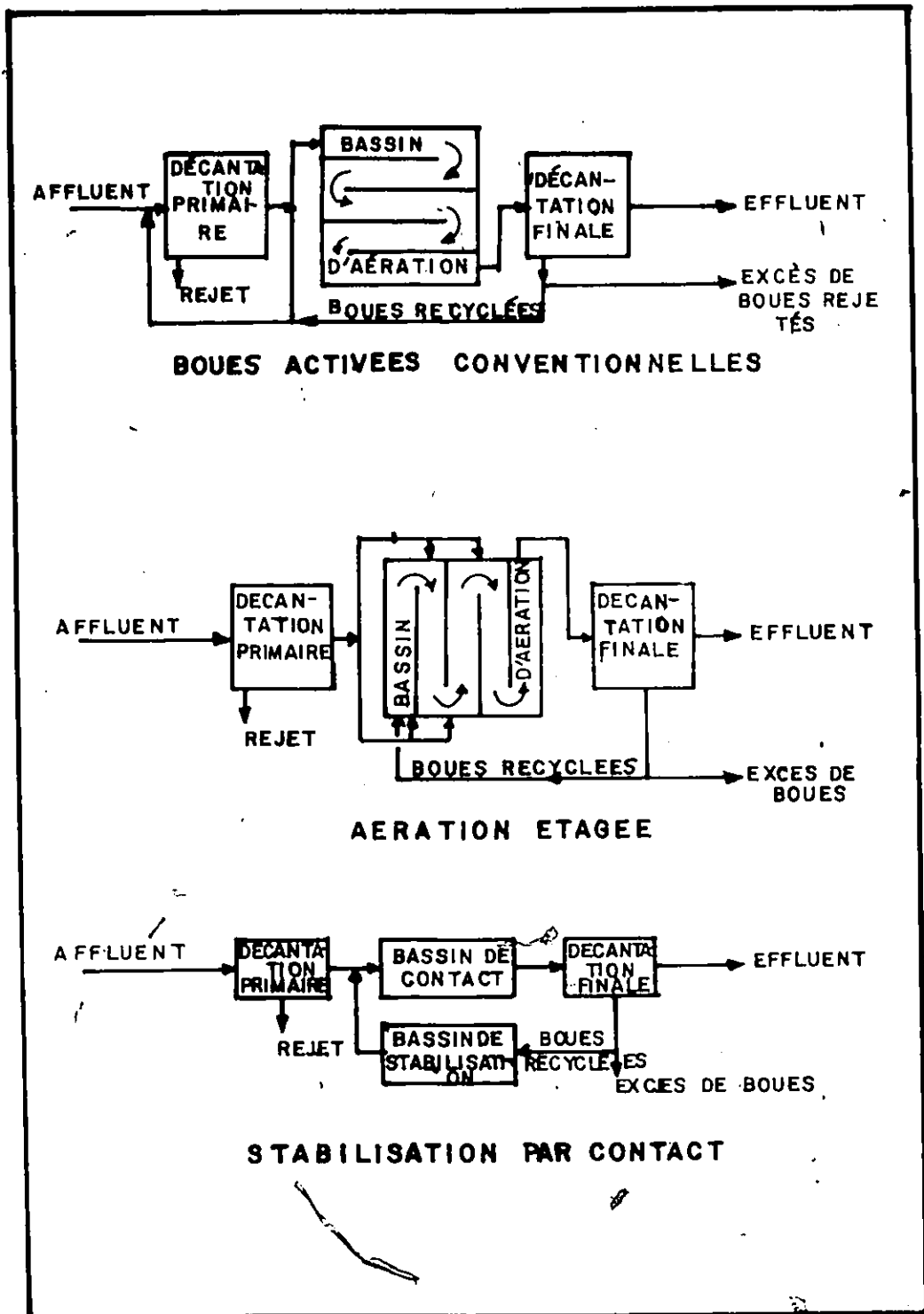


FIGURE 2: Schémas des procédés boues activées conventionnelles, aération étagée et stabilisation par contact.

voir un temps d'aération suffisant pour l'oxydation de la partie biodégradable de la boue synthétisée à partir des matières organiques enlevées (34). Théoriquement donc, les excès de boues dans ce procédé ne sont que les résidus non biodégradables restant après l'oxydation totale (34).

II. 2. 2c Aération rapide ou aération à haut taux

Moore (22) la situe dans la portion cf de la courbe de croissance (cf figure 1) et la définit par les caractéristiques suivantes: elle demande moins d'oxygène et moins de volume de réacteur, mais produit le plus de microorganismes. La charge organique varie de 1.5 à 4 lbs de DBO_5 par lb de SSLM par jour et les besoins en oxygène sont de 0.45 à 0.65 lb d'oxygène par lb de DBO_5 , une production de boues de 0.65 à 0.85 lb de solides par lb de DBO_5 enlevée. Il faut maintenir dans la cellule d'aération une concentration de SSLM d'environ 1000 mg/l et assurer un temps de détention de l'ordre de 2 heures (22). On peut compter sur des enlèvements de DBO_5 de l'ordre de 50% à 70% (22). Metcalf et Eddy (32) voient en ce procédé une modification des "Boues activées" dans laquelle de hautes concentrations de SSLM sont combinées avec de hautes charges volumétriques, permettant ainsi de hautes charges organiques (0.4 à 1.5) et un long temps de résidence moyen des cellules avec des temps de détention hydrauliques de .5 à 2 heures. Ils préconisent un mélange adéquat dans le réacteur pour effectuer le transfert d'oxygène et contrôler les

dimensions du floc. Nemerow (30) voit lui en ce procédé, ce qui semble entrer en contradiction avec les versions précédentes, un procédé d'oxydation totale développé dans les récentes années pour oxyder les déchets organiques et qui consiste en une longue période d'aération (un à trois jours) suivie d'une décantation des boues et d'un retour des boues décantées au réservoir d'aération qui doit être grand pour permettre la période d'aération requise. Il le trouve particulièrement pratique dans les petites installations du fait qu'il ne requiert pas trop de supervision. Nemerow (30) lui trouve les avantages suivants: peu de difficultés avec les boues bouffantes, même si le temps de sédimentation est relativement court; comme les solides résultants sont presque de basse volatilité et par conséquent contiennent plus de cendres, le taux de décantation est presque rapide; le retour des boues est continu et très rapide par rapport aux "boues activées" normales; en retournant les boues à un haut taux (100 à 300% du débit), le système est constamment en aérobiose. Nemerow (30) mentionne en contre partie, le désavantage que ce procédé a d'exiger environ trois fois plus d'air qu'un procédé conventionnel, même s'il produit peu de boues résiduelles; et il a aussi pour désavantage d'abandonner une certaine partie du floc dans l'effluent.

Ainsworth (11) cite des concentrations de boues de 4000 à 8000 mg/l dans les bassins d'aération de ce procédé pour effectuer l'oxydation nécessaire dans la courte période de détention prévue. Il

avance de hauts taux d'enlèvement de la matière polluante par unité de volume de l'installation d'épuration mais, en contre partie, la production d'excès de boues augmente, et de telles boues sont plus difficiles à décanter que celles des installations conventionnelles.

Il nous apparaît dans cette version des boues activées, plusieurs aspects apparemment contradictoires. En effet, un des points, c'est quand Nemerow qualifie ce procédé d'oxydation totale "à long temps de détention" alors que les autres y voient un procédé "à court temps de détention"; c'est le cas de Eckenfelder pour qui, l'oxydation totale est le procédé aération prolongée. Il n'y a en réalité pas de contradiction. On peut vouloir alimenter une haute charge et tous sont d'accord là-dessus. En quelques heures on n'a pas le temps d'oxyder toute la matière organique, auquel cas ce n'est pas une oxydation totale. Mais en deux ou trois jours, on pourrait oxyder toute cette haute charge, ce que dit Nemerow, donc une oxydation totale, car c'est en fait une aération étendue dans laquelle les charges organiques imposées sont hautes. Si une haute charge est la caractéristique essentielle d'un procédé à haut taux, tous disent la même chose et alors la caractéristique temps de détention vient assouplir le procédé pour les besoins de la cause. On peut même dire que la définition de Nemerow, donne, non seulement un assouplissement, mais agrandit les possibilités de ce qui n'était que aération étendue.

II. 2. 2d. Aération étagée

Les Ingénieurs Conseils d'Ekono (8) donnent les détails suivants: on alimente le déchet en plusieurs points le long du réservoir d'aération et on assure une recirculation d'environ 50% des boues ou plus et parfois jusqu'à 100%. On réduit par cette modification, l'oxygène initialement requis et la charge organique est distribuée uniformément, ce qui permet une meilleure utilisation de la masse biologique et permet une augmentation possible de cette charge organique, et écourte de moitié le temps de détention, soit selon Eckenfelder (34) de 2 à 4 heures. Eckenfelder en donne pratiquement la même définition mais limite le taux de retour des boues entre 20 et 35% du débit moyen de l'égout. Il donne des résultats favorablement comparables à ceux du procédé conventionnel et on peut le considérer comme tombant entre le type conventionnel à écoulement piston ("plug flow") et le type de boues activées à mélange complet. La figure 2 donne le schéma de l'aération étagée.

II. 2. 2e. Aération modifiée

Nemerow (30) regroupe sous cette appellation l'aération modifiée, l'aération modérée et l'aération étagée. Mais il faut distinguer cependant la version dite Aération modifiée que Eckenfelder (34) définit comme traitement intermédiaire obtenu par modification de l'aération dans laquelle le temps de détention est d'environ 2 heures, basé sur un débit moyen de l'égout plus un 10% de retour des boues, une basse concentration des solides de la liqueur mixte (200 à 500 mg/l) et un haut facteur de charge résultant en un bas âge des boues. Le schéma de l'écoulement

dans ce procédé est substantiellement similaire au procédé conventionnel et les performances sont dans l'ordre de 50 à 70% d'enlèvement de DBO_5 pour les égouts domestiques.

II. 2. 2f. Stabilisation par contact

Selon les Ingénieurs conseils d'Ekono (8), c'est le procédé le plus approprié quand on veut traiter des déchets contenant des composés colloïdaux ou insolubles, car il permet une réduction rapide de DBO avec flocculation biologique, absorption et formation de complexe enzymatique. Après avoir décanté les boues dans le clarificateur, on aère ces dernières, concentrées dans un réservoir de stabilisation. Cela permet un temps de détention total écourté, rend la masse biologique plus apte à supporter des chocs de charges plus forts et des charges toxiques(8). Le schéma de ce procédé est à la figure 2.

II. 2. 2g. "Boues Activées" à deux stages (cf figure 3)

Les Ingénieurs conseils d'Ekono (8) donne cette description de ce récent procédé: le résidu à traiter à une haute concentration de DBO . L'affluent est grossièrement épuré au premier stade et passé ensuite au deuxième stade où une population différente de celle du premier stade le traite plus à fond. Mais on le considère non économique(8).

II. 2. 2h. "Boues Activées" avec oxygène pure pour aération

En fait ce procédé n'est autre chose que l'un des types ou modi-

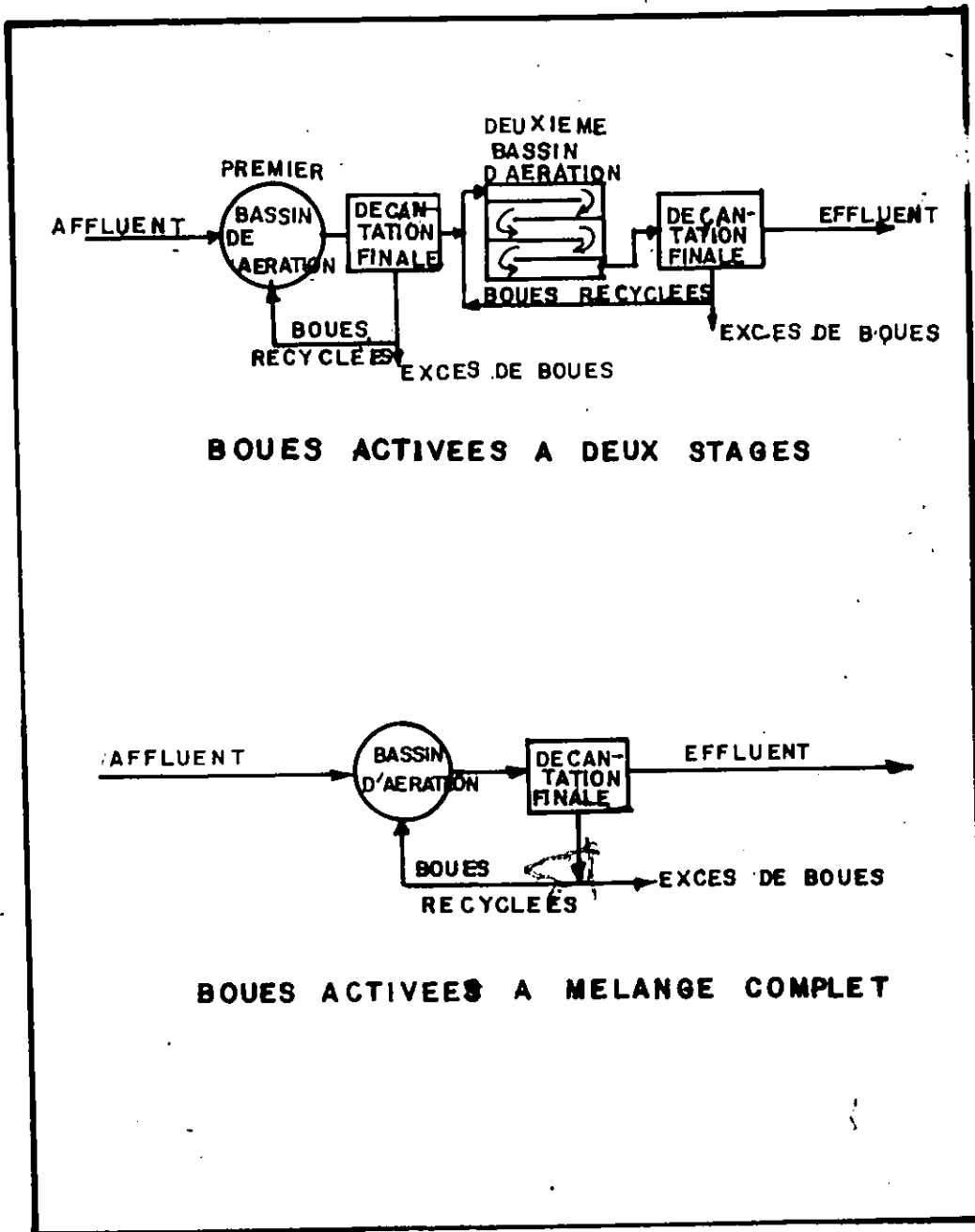


FIGURE 3: Schémas des procédés boues activées à deux stages et boues activées à mélange complet.

fications précédents où on décide "d'oxygéner" au lieu d'aérer: autrement dit, l'oxygène pur sert pour l'aération, et l'agitation est assurée mécaniquement (35). L'oxygène pur permet d'opérer à des hautes charges organiques (35, 36, 37, 38) environ quatre fois celles permises par les "boues activées" conventionnelles (35). Il permet par surcroît, de réduire le coût capitalisé, le coût d'opération (8, 38), la production de boues (36, 38). Il assure un contrôle plus sûr du procédé (8). Il permet aussi la réduction des superficies de terrain et assure une haute dissolution en oxygène (O.D.) de l'effluent (8), environ cinq fois l'O.D. obtenue à l'aide de l'air (35, 36). Le fait que beaucoup d'oxygène s'échappe du système est un inconvénient qui atteint à l'économie (35). Grader, Dedek, Powell et Wiebelt (36), appliquant le système Unox à Oxygène pur pour le traitement de l'eau résiduaire de la Nouvelle Orléans, notent que ce système est capable d'atteindre des hauts taux de transfert d'oxygène volumétriques par unité de puissance fournie et que ce système est aussi capable de supporter de hautes concentrations de SSIM tout en maintenant une bonne sédimentation et on peut concevoir des propriétés des boues permettant de hautes charges organiques entre 150 et 250 lbs DBO₅/1000 pi³. On peut écourter le temps de détention de 1 à 2 heures, maintenir de hautes concentrations de solides en suspensions dans la liqueur mixte (5000 à 10000 mg/l). La capacité d'assurer le transfert d'oxygène requis tout en maintenant une haute concentration d'O.D. sont les facteurs qui permettent au système d'oxygène pur Unox d'opérer à ces hautes charges organiques. Comparant les résultats d'une

étude faite avec l'air et l'oxygène pur, Humenick et Ball (37) ne notent aucune différence significative dans le coefficient de rendement, le coefficient de décroissance ou de respiration endogène, ou la cinétique d'enlèvement du substrat; aucune différence significative dans la vitesse initiale de sédimentation. Choisir donc entre l'oxygénation et l'aération, selon eux, ne dépend d'abord que de l'analyse globale de l'économie: on inclut dans les bénéfices, la capacité de pourvoir aux hautes demandes en oxygène à l'entrée des réacteurs, les avantages de pouvoir contrôler l'odeur d'un système dans un endroit clos. On inclut aussi dans les bénéfices, les concentrations significatives de l'O.D. de l'effluent du système, le transfert efficace d'oxygène à de basses vitesses d'agitation, la réduction des dimensions du réacteur. Sont aussi inclus dans les bénéfices, les possibilités de plus hauts rapports F/M et de production nette de boues réduites par rapport à celles de l'aération et par conséquent, réduction des dimensions de l'équipement pour les boues.

II. 2. 21. Boues Activées à Mélange Complet

Nemerow (30) nous donne la description suivante d'un procédé boues activées à mélange complet avec retour de boues:

"Les microorganismes sont dans un état constant de croissance. Ils opèrent à efficacité maximale et sont adaptés au caractère particulier et à la concentration du déchet. Cet état de croissance constante n'est atteint que si les microorganismes et les déchets sont vigoureusement et

continuellement mélangés; 2- la concentration organique est maintenue constante et 3- l'effluent est séparé des microorganismes à un taux constant égal à celui de l'alimentation du déchet".

Considérant un réacteur complètement mélangé, on peut compter sur une concentration de solides biologiques dans le réacteur uniforme et égale à celle de l'effluent du réacteur (31, 39). Sinclair et Brown (40) font les hypothèses suivantes pour un mélange parfait: les conditions sont uniformes partout dans le milieu de culture et la matière alimentée est instantanément dispersée dans le réservoir de culture. Dans les termes de Metcalf et Eddy (32) la charge organique du bassin d'aération et la demande en oxygène sont uniformes d'un bout à l'autre. Dans les termes des Ingénieurs Conseils d'Ekono (8), la performance la plus stable des boues activées ne se produit que quand l'eau résiduaire de l'affluent et les boues recirculées sont uniformément mélangées avec le contenu entier du réservoir d'aération. Ce procédé à mélange complet permet une demande d'oxygène uniforme dans le réservoir d'aération à cause du rapport aliment à microorganismes uniforme. La figure 3 présente le schéma de ce procédé. Le contenu de la cellule de traitement ou réacteur biologique, contenu formé du déchet, des microorganismes et autres solides en suspension, s'appelle liqueur mixte (LM), et les solides en suspension dans la LM sont les SSIM. La

partie volatile des SSLM forme les SVSLM ou solides volatiles en suspension dans la liqueur mixte.

II. 2. 3. Application de la cinétique de base aux boues activées à mélange complet.

Nous appliquons les concepts du régime stationnaire. Selon Zajic (24), le terme état stationnaire appliqué aux "boues activées" décrit la condition dans laquelle, concentrations de boues et substrat ne montrent que de petites variations par rapport aux valeurs moyennes. Etant donné que la réaction globale s'effectue dans un milieu à population hétérogène, on peut hésiter donc à parler de régime stationnaire, d'équilibre. Pourtant cela est presque acceptable dit-il, en ce sens que les microorganismes hétérogènes arriveront à un état quasi-stationnaire où tous les microorganismes resteront entre des limites fixes.

Edwards (28) affirme que dans des conditions appropriées, la concentration des microorganismes dans le réservoir atteint une valeur constante caractéristique du débit alimenté, du volume de réservoir et de la nature du milieu nutritif et d'autres conditions de culture. Ramanathan et Gaudy (26) font constater que la concentration des solides biologiques en cas de populations hétérogènes est sujette à des fluctuations plutôt grandes.

II. 2. 3a. Bilan de matière autour d'un réacteur avec ligne de retour de boues (ou sans ligne de retour de boues).

Metcalf et Eddy (32) distinguent deux façons de soustraire les excès de boues :

- α) à partir du réacteur bien mélangé;
- β) à tirer les excès de boues de la ligne de retour des boues.

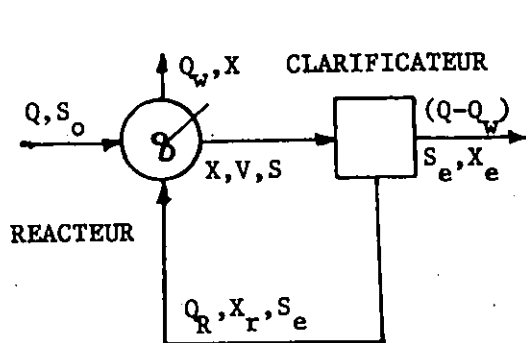


Schéma où la soustraction des excès de boues se fait à partir du réacteur bien mélangé.
(Metcalf et Eddy) (32).

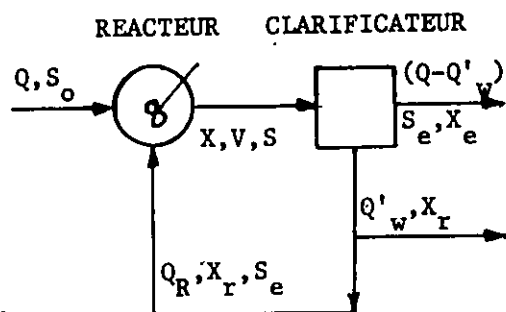


Schéma où la soustraction des excès est faite de la ligne de retour.
(Metcalf et Eddy) (32).

Figure 4

Deux hypothèses de bases doivent être faites (32) :

- α) La dégradation par les microorganismes se fait seulement dans le réacteur, rien ne se passant dans la chambre de décantation. Pourtant il peut arriver qu'il y ait en réalité une dégradation dans la chambre de décantation.

β) Le volume entrant dans le calcul du temps de résidence moyen des microorganismes n'inclut que le volume du réacteur, le réservoir de décantation servant seulement comme lieu de réserve des solides qui sont recyclés pour maintenir un certain niveau des boues dans le réacteur.

Le temps de détention hydraulique moyen pour le système est $\theta_s = \frac{V_s}{Q}$ (1a) où V_s est le volume du système. Le temps de détention hydraulique moyen du réacteur est $\theta = \frac{V}{Q}$ (1b) où V est le volume du réacteur. Le temps de résidence moyen des microorganismes, ou âge des boues est donné par:

$$\theta_c \equiv G = \frac{VX}{Q_w X + (Q - Q_w) X_e} \quad \text{quand les excès sont tirés du réacteur (2a)}$$

$$\theta_c \equiv G = \frac{VX}{Q'_w X_r + (Q - Q'_w) X_e} \quad \text{quand les excès sont tirés de la ligne de retour (2b).}$$

II. 2. 3b. Bilan de matière par rapport à l'accumulation de la masse biologique.

Taux de changement de la conc. des microorg. dans le réacteur	=	Taux de croissance nette des microorg. dans le réacteur	-	Taux de microorg. sortant du réacteur
---	---	---	---	---------------------------------------

ou

$$\begin{aligned} & [\text{Accumulation}] = [(\text{synthèse}) - (\text{respiration endogène})] \\ & - [(\text{sortie par l'effluent}) + (\text{sortie par soutirage})] \quad (\text{cf réf. 24}) \end{aligned}$$

Quand le soutirage des excès de boues se fait par le réacteur, le bilan s'établit ainsi :

$$V (dX/dt) = [a (dS/dt) - bX] V - [(Q - Q_w) X_e + Q_w X] \quad (3a)$$

quand le soutirage des excès de boues se fait par le réacteur l'équation de bilan se modifie ainsi :

$$V (dX/dt) = [a (dS/dt) - bX] V - [(Q - Q'_w) X_e + Q'_w X_r] \quad (3b)$$

ou:

$$V (dM/dt) = K_{SM} VS - K_e MV - [(Q - Q'_w) M_e + Q'_w M_w] \quad (3c)$$

Le bilan suivant les équations (3a), (3b) se retrouve chez Metcalf et Eddy (32) et chez Eckenfelder (23, 31) et l'équation (3c) est celle de bilan d'après l'approche de Mc Kinney et al, (cf réf. 12) et d'après Zajic (24), dans laquelle K_e peut être aussi bien K'_e selon qu'on se base sur la masse dégradable ou volatile. Les équations (3a), (3b), (3c) constituent l'équation (3) de bilan à partir de laquelle il est aisé d'établir les relations du régime permanent régissant la masse biologique.

Partant de l'équation (3) on peut établir comme Metcalf et Eddy (32) les équations suivantes :

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{dS/dt}{X} - k_d \quad (4a)$$

et sur une base de masse finie X_M et de temps fini Δt et définissant

$$U = \frac{\Delta S / \Delta t}{X_M}$$

et

$$\theta_c = \frac{X_M}{(\Delta X / \Delta t)_M}$$

on peut écrire:

$$\frac{1}{\theta_c} = YU - k_d \quad (4b)$$

Stensel et Shell (41) rapportent que les relations précédentes ont été développées et présentées par Lawrence et McCarty.

Eckenfelder procède au même bilan de l'équation (3) et tire une équation identique à l'équation (4b) sous forme

$$\frac{\Delta X_v / V}{X} = a \frac{S_r}{X_v t} - b \quad (5a)$$

où $\Delta X_v / V$ = production nette de boues volatiles par unité de volume de réacteur par jour.

b = taux d'oxydation endogène de la masse biologique volatile.
La relation (5a) basée sur la concentration des solides volatiles en suspension peut être transformée pour considérer la masse biologique

active $X_a = xX_v / f_d$ ce qui conduit à $\frac{\Delta X_a / V}{X_a} = \frac{a S_r}{X_a t} - k_b \quad (5b)$

où $k_b = b/x$, taux d'oxydation endogène de la masse biologique dégradable.

$\Delta X_a / V$ = production nette de boues actives par unité de volume de réacteur par jour.

x - fraction dégradable de la masse volatile.

f_d - fraction biodégradable de la masse biologique active.

On peut plutôt considérer que ce sont les équations (4b) et (5b) qui sont identiques en supposant que l'équation (4b) est basée sur la masse biologique volatile comme on le fait communément, auquel cas :

$$1/G \equiv \frac{1}{\theta_c} = \frac{\Delta X_v/V}{X_v} = \frac{(\Delta X/\Delta t)_M}{X_M}$$

$$U = \frac{S_r}{X_v t} \quad \text{et} \quad k_d \equiv b$$

Le calcul de la masse biologique à partir des équations de bilan précédentes se fait comme suit :

$$\text{Etablissant l'équation } \Delta S/\Delta t = \frac{Q}{V} (S_o - S_e) \quad (6)$$

sur la base d'une masse finie et d'un temps fini, on tire à la suite de Metcalf et Eddy (32) par combinaison de cette équation (6) et de l'équation (4a) que :

$$X = \frac{\theta_c}{\theta} * \frac{Y (S_o - S_e)}{1 - k_d \cdot \theta_c}$$

Eckenfelder (cf réf. 12) tire la même relation basée sur la masse biologique volatile ou sur la masse biologique active à partir des équations (5a) et (5b); en effet l'équation (5a) s'écrit en multipliant les deux membres par X_v :

$$(\Delta X_v/V) = a S_r/t - b X_v \quad (8a)$$

tandis que la multiplication des deux membres de l'équation (5b) par

X_a donne: $(\Delta X_a/V) = a S_r/t - k_b X_a$ (8b)

Par définition l'âge des boues est donné par

$$G = \frac{X_v}{\Delta X_v/V} \quad \text{ou} \quad G = \frac{X_a}{\Delta X_a/V}, \text{ ce qui donne}$$

$$\frac{\Delta X_v}{V} = \frac{X_v}{G} \quad \text{ou} \quad \frac{\Delta X_a}{V} = \frac{X_a}{G}$$

On peut écrire:

$$\frac{X_v}{G} = a S_r/t - b X_v \quad (8c)$$

$$\frac{X_a}{G} = a S_r/t - k_b X_a \quad (8d)$$

On tire de (8c) et de (8d), les concentrations de la masse biologique suivantes:

$$X_v = \frac{G}{t} \frac{a S_r}{1 + bG} \quad (\text{cf réf. 12}) \quad (8e)$$

$$X_a = \frac{G}{t} \frac{a S_r}{1 + k_b G} \quad (\text{cf réf. 12}) \quad (8f)$$

La concentration de la masse biologique selon l'approche de McKinney et al, (cf réf. 12) en régime permanent i.e. $dM/dt = 0$; l'équation

(3e) si on note que $t_{SM} = G = \frac{VM}{Q'_w M_w + (Q - Q'_w) M_e}$ donne

$$K_{SM} SV = \frac{MV}{t_{SM}} + K_e MV \text{ correspondant à}$$

$$K_{SM} SV = \frac{M V}{t_{SM}} + K'_e M V \text{ pour la masse volatile} \quad (9a)$$

ou

$$K_{SM} SV = \frac{M_a V}{t_{SM}} + K_e M_a V \text{ pour la masse active} \quad (9b)$$

Les équations (9a) et (9b) transformées et simplifiées (cf réf. 12) donnent les concentrations respectives

$$M_V = t_{SM} \frac{K_{SM} S}{1 + K'_e t_{SM}} \quad (9c) \text{ et } M_a = t_{SM} \frac{K_{SM} S}{1 + K_e t_{SM}} \quad (9d)$$

On note (cf réf. 12) que $K'_e = x K_e$ et $x = \frac{f_d}{1 + (1-f_d) K_e t_{SM}}$ (9d)

ce qui permet à la relation (9c) de s'écrire encore

$$M_V = \frac{K_{SM} S}{\frac{1}{t_{SM}} + \frac{f_d}{1 + (1-f_d) K_e t_{SM}} K_e} \quad (9e)$$

Dans toutes ces relations, en remplaçant le temps de résidence moyen par le temps de détention hydraulique dans le réacteur car les deux sont égaux quand aucun retour de boues ne se fait, on tire les relations d'un système sans recirculation de boues (12, 32).

II. 2. 3c. Bilan de matière par rapport à l'enlèvement de substrat.

A la suite de McKinney (cf réf. 12), le bilan permet d'écrire

$$Q S_o + Q_R S = (Q + Q_R) S + K_m SV \quad (10a)$$

A la suite de Eckenfelder (cf. réf. 12), on établit que

$$Q S_o + Q_R S_e = (Q + Q_R) S_e + \left(\frac{dS}{dt}\right) V \quad (11a)$$

Faisant l'hypothèse d'une cinétique de premier ordre par rapport au

substrat on tire
$$S_e = \frac{S_o}{K_m t + 1} \quad (10b) \text{ (McKinney) (cf. réf. 12)}$$

$$S_e = \frac{S_o}{k X_v t + 1} \quad (11b) \text{ (Eckenfelder) (cf. réf. 12)}$$

où S_e , concentration du substrat de l'effluent

S_o , concentration du substrat de l'affluent

dS/dt = taux de décroissance du substrat par unité de volume

K_m = taux d'enlèvement global de substrat par jour

Les équations (10b) et (11b) s'écrivent aussi

$$K_m S_e = \frac{S_o - S_e}{t} \quad (10c) \text{ (cf. réf. 12)}$$

$$k S_e = \frac{S_o - S_e}{X_v t} \quad (11c) \text{ (cf. réf. 12)}$$

Pour valider ces équations, il suffit de porter en graphique les équations (10c) et (11c) à partir des valeurs expérimentales pour obtenir

K_m et k . On peut aussi tirer directement les relations suivantes

$$K_m = \frac{S_o - S_e}{t S_e} \quad (10d) \text{ (cf. réf. 12)}$$

$$k X_v = \frac{S_o - S_e}{t S_e} \quad (11d) \text{ (cf. réf. 12)}$$

La comparaison de (10d) et (11d) permet pour un système de boues activées donné de fixer que $K_m \equiv k X_v$ pour l'identité des deux approches (cf. réf. 12).

Il faut surtout noter que McKinney et Eckenfelder (cf. réf. 12) et tous ces chercheurs ayant appliqué les mêmes approches ont assumé une cinétique du 1er ordre par rapport au substrat,

$$dS/dt = -k X_v S_e \quad (\text{Eckenfelder}) \quad (\text{équation 12})$$

$$dS/dt = -K_m S_e \quad (\text{McKinney}) \quad (\text{équation 13})$$

Eckenfelder (31) souligne que des mélanges de déchets contenant plusieurs substrats, donnent lieu à des taux de croissance variables et que l'effet combiné engendre une constante de taux d'utilisation moyenne de substrat que nous réferrons comme k ; cet effet peut donner lieu à une approximation par une cinétique de premier ordre dit "pseudo-premier ordre" ou par un "pseudo-deuxième ordre" (26).

Eckenfelder (26) Metcalf et Eddy (27) appliquant le modèle cinétique de Monod (32) similaire au modèle de la cinétique enzymatique de Michaelis - Menton (26, 27), trouvent à partir de l'équation (xiii)

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{K_s S_e}{K_s + S_e} - k_d \quad \text{dérivée plus haut,} \quad (14)$$

$$\text{que} \quad S_e = \frac{K_s (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (YK - k_d) - 1} \quad (15a)$$

$$\text{ou} \quad S_e = \frac{K_s (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (\mu_{\max} - k_d) - 1} \quad (15b)$$

La comparaison des équations (4b) et (14) permet aussi d'affirmer que

$$S_e = \frac{K_s U}{K - U} \quad (\text{cf réf. 27}) \quad (16)$$

Nous pouvons tirer à ce niveau l'équation de l'approche de McKinney

correspondant aux équations (4b), (5a) et (5b). Etant donné que la ligne de retour des boues agit seulement comme porteur de SVS pour maintenir un niveau de concentration dans le réacteur (31, 32) et qu'on suppose qu'aucun enlèvement de DBO ne se fait de ce côté, nous pouvons donc établir le coefficient de synthèse sans considérer la ligne de retour même pour un système avec retour de boues: Substituant l'équation (10c) dans les équations (9a) et (9b) on obtient:

$$K_{SM} \left(\frac{S_o - S_e}{K_m t} \right) = M_v \left(\frac{1}{t} + K'_e \right) \quad (17a)$$

$$K_{SM} \left(\frac{S_o - S_e}{K_m t} \right) = M_a \left(\frac{1}{t} + K_e \right) \quad (17b)$$

Par définition de K_{SM} et K_m , on tire que $K_{SM}/K_m = a - Y$, le coefficient de synthèse. Les équations (17a) et (17b) conduisent aux équations

$$\frac{S_o - S_e}{M_v} = \frac{1}{a} (K'_e t + 1) \quad (17c) \text{ (cf. réf. 12)}$$

ou comme $K'_e = f_d K_e$,

$$\frac{S_o - S_e}{M_v} = \frac{1}{a} (f_d K_e t + 1) \quad (17d) \text{ (cf. réf. 12)}$$

et

$$\frac{S_o - S_e}{M_a} = \frac{1}{a} (K_e t + 1) \quad (17e) \text{ (cf. réf. 12)}$$

L'analyse théorique des relations établies amène les commentaires suivants:

- α) Cas d'un système sans retour de boues dont la croissance est spécifiée (S_o , Y ou a , K_s , K , k_d , ou b connus).

- Fixer le temps de résidence moyen θ_c fixe la concentration des microorganismes dans le réacteur: le contrôle est assuré par le temps de résidence moyen des microorganismes égal alors au temps de détention hydraulique (32).

- Il y a une certaine valeur du temps de résidence moyen des microorganismes θ_c^M auquel et en bas duquel les cellules sont rejetées du système plus rapidement qu'elles ne peuvent se reproduire, phénomène du "washout". Metcalf et Eddy (32) estiment ce temps minimum par

$$\frac{1}{\theta_c^M} = Y \frac{K_s S_o}{K_s + S_o} - k_d \quad (18) \text{ où la cinétique de Monod est supposée}$$

valable; à ce niveau la concentration du déchet alimenté est égale à la concentration du déchet de l'effluent. Pour $K_s \ll S_o$ comme cela

$$\text{arrive souvent,} \quad \frac{1}{\theta_c^M} \approx YK - k_d \quad (19)$$

Metcalf et Eddy (32) spécifient un θ_c situé entre 2 et 20 fois θ_c^M car augmenter θ_c entraîne une augmentation de l'efficacité de traitement, mais des contraintes opérationnelles limitent les valeurs de θ_c (32):

- a) difficulté de mélange des microorganismes dans le réacteur;
- b) limitations dans le transfert de masse de l'oxygène (passe trop vite)
- c) séparation inadéquate des microorganismes dans le bassin de décantation;

8) Cas d'un système avec retour de boues: le temps de résidence moyen des microorganismes θ_c et le taux d'enlèvement du substrat U sont indépendants des temps de détention hydraulique du réacteur et du système θ et θ_c , alors que la relation est directe pour un système sans retour de boues. Sachant (32) que θ_c et U sont reliés directement à la performance (efficacité) de traitement du système, le contrôle de θ_c ou U permettra de contrôler la performance dans un système d'épuration biologique, et le choix de l'un ou de l'autre comme paramètre de contrôle ne sera qu'une question de facilité d'accessibilité (32). Si l'on choisit de contrôler par θ_c : étant donné qu'à l'équilibre la quantité de solides produits doit égaler la quantité rejetée, si la quantité de solides s'échappant du clarificateur secondaire est relativement faible, on peut contrôler le temps de résidence moyen des solides biologiques θ_c par le taux de rejet de boues (41). Si l'on choisit de contrôler le système par U : pour déterminer U , il faut connaître la quantité de nourriture utilisée et la masse des microorganismes effective dans cette utilisation. La quantité de nourriture utilisée sera la différence entre la quantité de substrat alimenté et la quantité de substrat de l'effluent. Mais c'est l'évaluation de la masse des microorganismes qui rend l'emploi de U non pratique comme paramètre de contrôle (32), car si l'on emploie la masse des solides volatiles en suspension comme on le fait couramment pour estimer les solides biologiques, on rencontre des difficultés avec la fluctuation de la matière volatile du déchet qui n'est pas relié au matériel actif cellulaire (32).

Dans un système en laboratoire ou en plan pilote, où on contrôle θ_c , les tests sont expérimentés à différentes valeurs de θ_c (32, 41). Si l'on contrôle U, on opère à différentes valeurs du rapport F/M pour observer l'effluent (27, 36). On définit le rapport F/M au départ comme $F/M = \frac{Q S_o}{X V} = \frac{S_o}{X t}$ (27) où t est en jours si F/M est exprimé journallement.

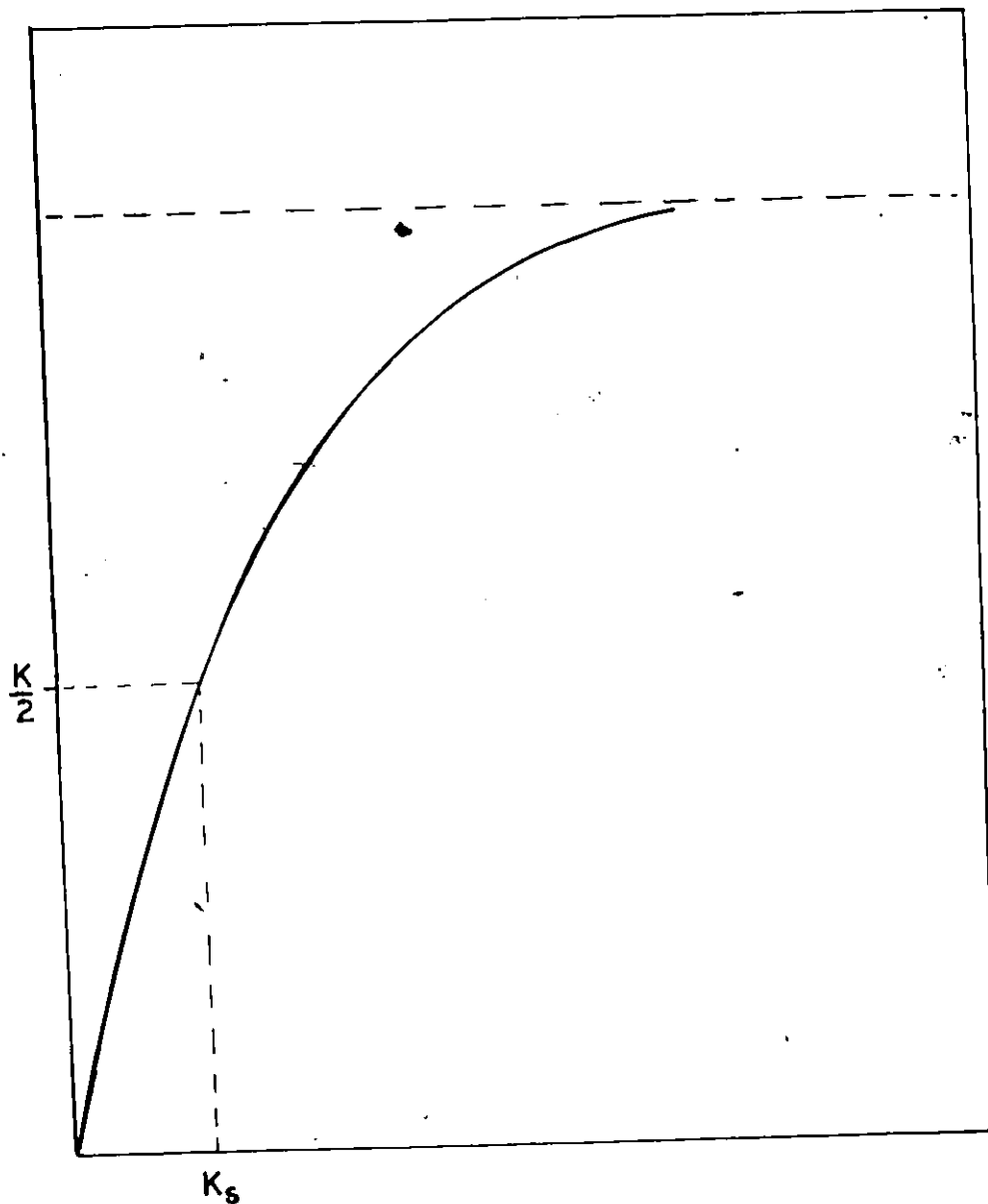
Un tel rapport est contrôlé en laboratoire ou en plan pilote en rejetant des solides du système quotidiennement (41) ce qui est le même contrôle que celui pour superviser θ_c (pour contrôler par exemple θ_c à 5 jours, on rejètera $\frac{1}{5}$ des boues/jour). La construction de $S_r/X_v t$ ($-\frac{\Delta S/\Delta t}{X_M}$) en fonction de S_e permet d'obtenir k de l'équation (11c), K_m de l'équation (10c) comme pente des droites qui en résultent à partir des données expérimentales si la cinétique du premier ordre ("pseudo-premier ordre") par rapport au substrat est applicable.

La construction de $S_r/X_v t$ ($-\frac{\Delta S/\Delta t}{X_v}$) en fonction de S_e permet d'obtenir K et K_s de l'équation:

$$\frac{S_r}{X_v t} \left(-U - \frac{\Delta S/\Delta t}{X_v} - \frac{dS/dt}{X_v} \right) = \frac{K S_e}{K_s + S_e} \quad \text{tirée de la combinaison} \quad (20)$$

des équations (4a), (4b), (14) quand la cinétique de Monod et de Michaelis - Menton est applicable (31, 32), K est l'ordonnée de l'asymptote horizontale à la courbe ainsi obtenue comme le montre le graphique de la figure 5 à la page 48.

TAUX D'UTILISATION DU SUBSTRAT PAR UNITE DE MICROORGANISME



CONCENTRATION DE L'EFFLUENT, S_e

FIGURE 5: Taux d'utilisation du substrat en fonction de la concentration de l'effluent.

La construction graphique de $\frac{\Delta X_v/V}{X_v} \left(= \frac{\Delta X/\Delta t}{X_M} \right)$ en fonction de $\frac{S_r}{X_v t} \left(= \frac{\Delta S/\Delta t}{X} \right)$ permet d'obtenir Y ($=a$), et k_d ($=b$): Y ou a est la pente et k_d ou b est l'ordonnée à l'origine de la droite qui résulte de cette construction. La construction graphique de $\frac{S_r}{X_v}$ soit $\frac{S_o - S_e}{M_v}$ en fonction du temps de détention hydraulique t donne a et K'_e à partir de l'équation (17c) de l'approche de McKinney (cf. réf.12), droite de pente $\frac{K'_e}{a}$ et d'ordonnée à l'origine $\frac{1}{a}$.

II. 2. 4. Besoins en Oxygène et Aération

Eckenfelder (23, 34, 35, 42), Zajic (24), Stensel et Shell (41), Watson (43), Characlis et Busch (44) etc... expriment les besoins en oxygène par l'équation
$$\frac{dO_2}{dt} = a' \frac{dS}{dt} - b'X \quad (21)$$

Stensel et Shell (39) relient les besoins en oxygène au facteur de charge U et à la concentration en solides biologiques X par l'équation
$$\frac{dO_2}{dt} \left(\frac{1}{X} \right) = a'U - b' \quad (22)$$

L'élaboration de l'équation (21) où le terme $a' \frac{dS}{dt}$ représente le besoin pour la synthèse et le terme $b'X$ le besoin pour la respiration endogène permet d'écrire:

$$V \frac{dO_2}{dt} = a' \frac{dS}{dt} V + b' X_V \quad (23)$$

Considérant le système sur la base d'un temps fini, la combinaison de l'équation (6) et de l'équation (23) donne:

$$V \frac{dO_2}{dt} = a' (S_o - S_e) Q + b' X_V \quad (24a)$$

Définissant par r le taux d'utilisation de l'oxygène, soit l'oxygène utilisé par unité de temps et de volume, $\frac{dO_2}{dt}$, l'équation (24a) devient

$$rV = a' S_r Q + b' X_V \quad (24b)$$

Si on note que $X = \frac{a_c}{\theta} \frac{Y (S_o - S_e)}{1 + b \theta_c}$ (25)

et que $U = \frac{1}{\theta_c} + b$ (26) de l'équation (4b) (32), on peut transformer les équations (22) et (24b) en l'équation suivante à laquelle ont abouti Stensel et Shell (41):

$$(rV) = V \frac{dO_2}{dt} = \frac{(S_o - S_e) Q}{1 + b \theta_c} * (a' + a' b \theta_c + b' \theta_c Y) \quad (26)$$

Les équations (24b) et (26) sont identiques. Au cas où des composés chimiques du déchet réagissent avec une partie de l'oxygène, il est recommandé d'ajouter à l'équation (24b) le terme de cette demande dite immédiate $k^o Q$ d'où $rV = a' S_r Q + b' X_V + k^o Q$ (24c)

L'équation (24c) transformée donne

$$r/X_V = a' \frac{S_r}{X_V t} + b' + k^o/X_V t \quad (27)$$

Si on néglige $k^o Q$, on néglige ainsi $k^o/X_V t$, comme nous le faisons au cours de notre étude. Nous alimentons toujours une liqueur qui a été diluée avec de l'eau distillée contenant de l'oxygène dissous: ainsi

la liqueur qui arrive dans le réacteur n'a pas de demande immédiate en oxygène. Une construction graphique de l'équation (27) à partir des valeurs expérimentales, de r/X_v versus $\frac{S_r}{X_v t}$ permet de déterminer a' et b' .

Le coefficient de transfert d'oxygène est un paramètre important dans l'aération. Il permet d'obtenir r . Il a été vérifié (30) que l'intensité de la diffusivité dans la phase gazeuse est de l'ordre de 10^4 fois plus grande qu'à la phase liquide. Nous admettons que la résistance contrôlant le transfert de masse dans l'aération est dans le liquide (30) et le taux de transfert d'oxygène sera donné par l'équation

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L a (C_{SW} - C_L) - r \quad (28)$$

où $K_L a$ - Coefficient global de transfert de masse,
temps⁻¹, (heure⁻¹)

C_{SW} - Oxygène dissous à saturation dans le déchet,
ppm

C_L - Oxygène dissous dans le milieu, ppm

r - Taux d'utilisation de l'oxygène dissous par
les microorganismes, mg/hr/l

Pour déterminer le taux de transfert, soit le coefficient $K_L a$, on a recours à l'une ou l'autre des trois principales méthodes suivantes (45):

- 1) Aération de l'eau propre désoxygénée en régime transitoire:
l'oxygène dissous est enlevé par désorption dans un courant d'azote ou par réaction chimique avec du sulfite de sodium en excès stœchiométrique

en présence du cobalt comme catalyseur.

- Oxydation en régime permanent du sulfite de sodium:
dans cette réaction les anions sulfites SO_3^{2-} se combinent à l'oxygène dissous (O.D.) pour former les anions sulfates SO_4^{2-} et on mesure ainsi le taux de consommation de l'oxygène. Méthode employée pour la première fois par Cooper et al (45). On mesure indirectement le taux de transfert de l'oxygène en mesurant la quantité de sulfite n'ayant pas réagi dans l'eau en fonction du temps. Les problèmes soulevés par une telle méthode résident dans les deux phénomènes simultanés de diffusion et de réaction: la sensibilité de la réaction à certains catalyseurs et inhibiteurs présents en traces. D'où des résultats différents d'une façon significative des résultats obtenus par des méthodes de mesure directe du transfert.

- La troisième méthode est la méthode de la consommation biologique de l'oxygène: fondamentalement, on a recours dans cette méthode aux techniques de Streeter et Phelps (45, 46) qui consistent à calculer le transfert d'oxygène qui aurait dû avoir lieu en tentant d'évaluer tous les autres effets qui ont modifié les concentrations de l'oxygène dissous. Quand l'aération se fait en régime permanent où la concentration de l'oxygène dissous demeure constante et le taux d'utilisation (r) constant, l'équation (28) donne:

$$dC_L/dt = 0 = K_L a (C_{SW} - C_L) - r \quad (29a)$$

soit
$$K_L a = \frac{r}{C_{SW} - C_L} \quad (29b)$$

où C_L est la concentration de

l'O.D. en régime permanent et C_{sw} la concentration de l'O.D. à la saturation dans le milieu.

Les difficultés de la méthode de consommation biologique résident dans le fait qu'elle fait appel à des paramètres qui sont difficiles à évaluer et souvent impossibles à vérifier. Neal et Tsioglou (45) recommandent de prendre les données de performance de l'aération à certaines conditions standards généralement admises pour comparaison: l'eau à 20°C, l'oxygène dissous nul et l'oxygène dissous à saturation à 20°C.

La méthode que nous avons appliquée dans notre étude s'inspire de la première, mais au lieu de l'aération de l'eau propre désoxygénée, c'est l'aération de la liqueur résiduaire au bisulfite désoxygénée en régime transitoire. La désoxygénation est faite par réaction chimique avec du sulfite de sodium en excès stœchiométrique en présence du cobalt comme catalyseur. On verra les détails dans la section méthode expérimentale.

L'aération et ses effets:

Azad et Hayden (47) mentionnent dans leur revue de littérature de juin 1972, un rapport de Anderson et Hurd sur le transfert d'oxygène dans une installation de boues activées municipale à mélange complet: aux débits d'air de 280 à 1120 pi^3/lb (17.4 à 70.1 m^3/kg) de

DBO₅ appliquée, les valeurs du coefficient de transfert d'oxygène dans la liqueur mixte atteignent une moyenne de 11 heures⁻¹. Eckenfelder (35) donne en exemple de conception d'un système, des valeurs K_L aussi hautes que 10.4 heures⁻¹. Azad, McKee, Khara (48) dans leur revue de littérature de 1973, rapportent les résultats des travaux de Kalisz sur l'effet de l'aération: une aération intense entraîne une purification biologique complète de l'eau résiduaire. Le nombre de bactéries par gramme de boues sèches augmente avec l'intensité d'aération. Cependant le floc de boues activées se désintègre avec une aération extrêmement intense. Kalinske (49) étudiant le rôle de la turbulence dans la conception et l'évaluation des bassins d'aération des boues activées, note que le taux auquel la matière organique est enlevée du déchet est contrôlé par plusieurs facteurs physiques impliqués dans le transfert de l'oxygène requis et des nutriments à la surface des cellules bactériennes. Il conclut aussi que la turbulence créée par des systèmes de diffusion d'air a des limites très définitives quant à l'intensité du coefficient de microdiffusion qu'ils peuvent créer; d'où la nécessité de l'emploi de quelque genre d'agitateur mécanique pour le contrôle de l'intensité et des caractéristiques de la micro-turbulence responsable du transfert de l'oxygène dissous et des nutriments à la surface des cellules bactériennes. Parker et al (36) rapportés par Dedek, Powell et Wiebelt, déterminent que l'intensité et le temps du mixage affectent directement la croissance et l'érosion du floc biologique. Bradley et Krone (36) rapportés par les mêmes

auteurs, étudient les effets de l'intensité et du temps de mixage et trouvent que la vitesse initiale de décantation des boues croît avec la diminution de l'intensité du mixage et avec l'augmentation du temps de mixage. Grader, Dedeké, Powell et Wiebelt (36) dans leur étude pilote de l'oxygène pur pour le traitement biologique, insistent sur le fait que des quantités substantielles d'énergie sont requises pour générer une haute aire interfaciale entre gaz et liquide et la turbulence pour augmenter le taux de transfert de masse. La substitution de l'air par l'oxygène relativement pur intensifie immédiatement la performance du procédé de transfert, avec les avantages mentionnés à la section du procédé des boues activées à oxygène pur.

Thabaraaj et Gaudy (50), rapportés par Azad et al (47), étudiant l'effet de l'oxygène dissous de 0.4 à 7.4 mg/l sur une population hétérogène en régime permanent et sur la réponse transitoire à une augmentation de l'alimentation, notent deux réponses séquentielles: la première réponse est caractérisée par une réaction métabolique ou physiologique, et la seconde implique une modification écologique dans l'espèce prédominante.

II. 2. 5. Caractéristiques des boues et décantabilité

Il est essentiel comme le disent Imhoff, Müller et Thislethwayte (51), que les boues soient continuellement aérées et suspendues dans l'eau du réservoir afin de maintenir leur activité par un apport constant et adéquat d'oxygène, de nutriments et d'aliment convenable. En

effet Eckenfelder (31) insiste sur le fait que les caractéristiques de compactage et de décantation des boues sont un pré-requis pour une opération pleine de succès du procédé des boues activées. Une mauvaise sédimentation entraîne des boues dans l'effluent contribuant à augmenter la DBO de celui-ci, à abaisser la concentration de la ligne de retour de boues résultant en un déficit en concentration de boues de la liqueur mixte. Randall, Edwards et King (52) renchérissent à juste titre que de telles boues dites gonflées causent un échec partiel ou complet d'une opération de boues activées. Selon Imhoff, Müller et Thislethwayte (51) ces boues sont "malades" et le sont devenues soit par la surcharge, ou là où la matière organique consomme plus d'oxygène qu'on en a de disponible, soit par l'empoisonnement dû à de brusques changements de débits du déchet, ou à des augmentations soudaines des concentrations, ou à des substances toxiques du déchet (composés à base de cuivre, acides, phénols, huiles minérales). Jones (53) et Eckenfelder (35) rapportent de plus que les déchets riches en hydrates de carbone ont tendance à produire des boues gonflées qui ont des propriétés de décantation très pauvres. L'examen microscopique des boues gonflées ("bulking sludge") révèle des formes de bactéries filamenteuses (31, 51, 54) identifiées par Eckenfelder comme des Sphaerotilus, par Jones comme des Sphaerotilus et quelques fois des fungi geotrichum, par Farquhar (54) comme des Thiothrix.

On considère généralement (31, 51, 52, 54) les bactéries filamen-

teuses comme des microorganismes nuisibles et non désirables, et la conception d'un système de boues activées fait recours à des techniques qui puissent décourager la croissance des formes filamenteuses. C'est ainsi que Eckenfelder (31) suggère une haute tension d'oxygène pour favoriser la croissance des bactéries pouvant former des floes (décantables), soit des périodes prolongées en anaérobiose pour détruire bon nombre des organismes filamenteux aérobies: car la plupart des bactéries désirées sont facultatives et peuvent ainsi exister pour des périodes assez étendues sans oxygène. Cette période d'anaérobiose se fait en pratique en maintenant la liqueur mixte dans le bassin de sédimentation finale pendant une période suffisante (6 heures) pour éliminer les filaments. Mais il faut prendre garde à la gazéification due à l'activité anaérobique qui se produit dans le cas des hautes charges (31, 35): la gazéification fait lever les boues, phénomène différent de celui du gonflement, mais aux mêmes effets (35). Même aux basses charges, la levée des boues peut avoir lieu à cause d'une dénitrification éventuelle (31,55). La gazéification due à l'activité anaérobique est parfois surmontée en étendant la période d'aération (55), par exemple dans le cas d'un déchet pharmaceutique; Eckenfelder et McCabe (55) remarquent que la gazéification peut commencer après 15 à 30 minutes de sédimentation pour une période d'aération de 18 heures et en étendant la période d'aération à 44 heures, on élimine la gazéification même après 5 heures de sédimentation. Il faut prendre garde aussi au fait qu'une longue période sans aération est aussi cause de détérioration de l'acti-

— vité biologique des boues (55) de sorte que la recirculation d'une partie des boues où une grande partie des microorganismes sont morts à cause du manque d'oxygène aura son rôle d'inoculum très affecté (50). Eckenfelder et McCabe (55) citent le cas de boues provenant de pâtes et papiers où une détention dans le clarificateur de plus de 12 heures n'a pas montré de signe apparent de détérioration de l'enlèvement subséquent de la DBO dans le bassin d'aération. Eckenfelder (31) précise les observations mentionnées plus haut de Imhoff, Müller et Thislethwayte (51) sur les boues gonflées dues à la haute charge organique: cet effet devient progressivement plus rigoureux quand la charge excède 0.5 lb de DBO/jour/lb de SSLM. Or Von der Ende, dit-il (51), rapporte des caractéristiques de sédimentation excellentes avec des charges excédents 2.0 lb de DBO/jour/lb de SSLM. Cela amène Eckenfelder (31) à tenter d'expliquer la cause du gonflement ("bulking") en le reliant au rapport (F/M) aliment à microorganisme: le gonflement des boues est relié au taux de croissance ou à l'activité métabolique, qui à son tour est relié au rapport F/M. A de hauts rapports F/M, les microorganismes ont un taux maximum de croissance (phase de croissance exponentielle) si bien qu'aucune formation de floc ne se fait, et les organismes filamenteux peuvent se développer. A très basse charge, des fragments inoxydés de floc demeurent en suspension et engendrent une mauvaise sédimentation. Ce phénomène apparaît clairement sur la figure 6 tirée du manuel de Eckenfelder (31). Les organismes forment des floes (flocculent) quand le rapport F/M

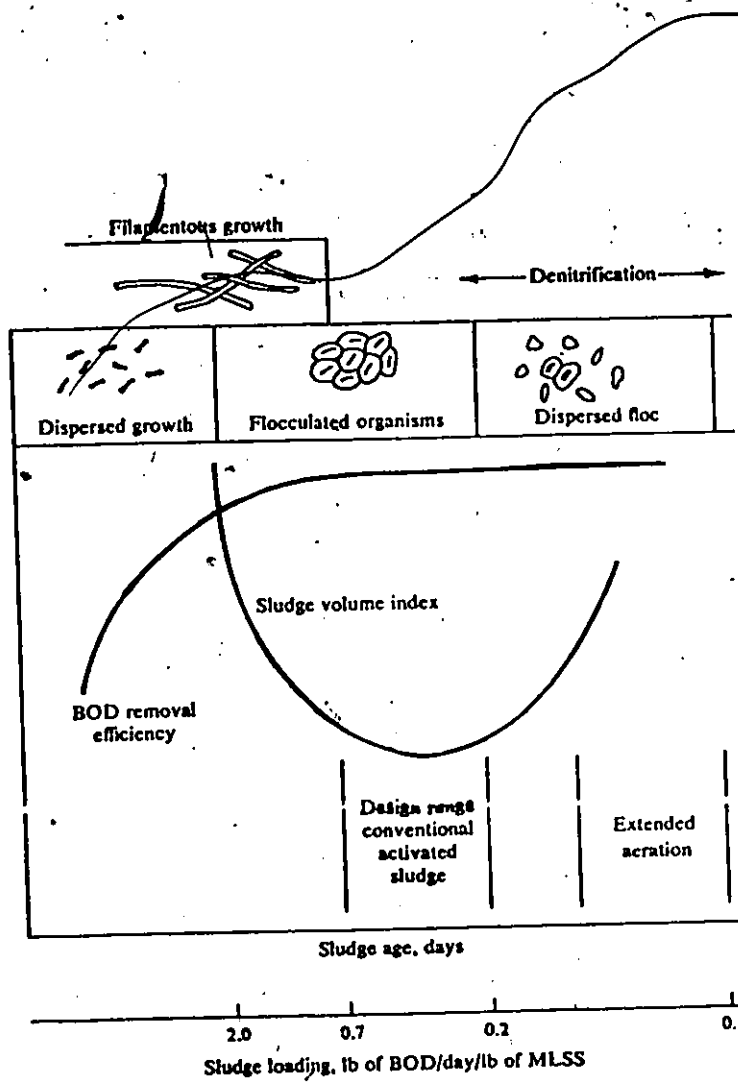


FIGURE 6: Relation entre l'indice de Mohlman (SVI) et la charge organique.

décroît et cessent de flocculer quand F/M devient trop bas. La figure (exprime ce phénomène en indice de volume des boues (SVI) mesurant la décantabilité: le "Sludge Volume Index" (SVI) ou indice de volume des boues ou indice de Mohlman (51) est le volume de boues qui contient 1 g de solides (après une décantation d'une demi-heure) (35, 51). Imhoff et ses collaborateurs (51), Eckenfelder (35) donnent aussi l'indice de Donaldson ou indice de la densité des boues égal à 100 fois l'inverse de l'indice de Mohlman. Un indice de Mohlman (SVI) plus grand que 100 montre la tendance des boues à gonfler ("bulking") (51). La valeur normale de l'indice du volume des boues pour des eaux d'égouts ("sewage") est située entre 50 et 150, mentionne Eckenfelder (35) et quand cet indice croît à 200 ou plus cela peut indiquer un gonflement ou une lente sédimentation, bien que certaines installations opèrent avec satisfaction à des indices de 1000 (35).

La conception et l'opération d'un clarificateur dépend donc de la nature du déchet, de la charge de DBO et du caractère des boues biologiques (31, 35, 51, 54, 55). Dans le cas de système à mélange complet, l'égout est distribué également en tout point du réacteur comme déjà souligné dans la section des types de boues activées, le rapport F/M dans le réacteur demeure bas n'importe quand comparé à celui qu'on alimente (c'est à dire que les boues sont toujours en contact avec la concentration en DBO pratiquement égale à celle de l'effluent); c'est pourquoi

de hautes charges appliquées exprimées en DBO/jour/lb de SSLM peuvent encore donner un bas rapport F/M dans le réacteur et donc un "floc dense" (bonne décantation) enlevant ainsi la contradiction que semblait apporter l'étude de Von der Emde plus haut.

Farquhar et Boyle (54) considérant encore les filaments comme microorganismes nuisibles ont tenté de les contrôler dans les boues activées: identifiant certaines de ces bactéries comme des thiothrix, bactéries du soufre, ils soulignent que les raisons de leur croissance dans les boues activées ne sont pas établies. Elles oxydent le sulfure et le bisulfure d'hydrogène pour leur métabolisme. Farquhar et Boyle (54) suggèrent d'identifier les microorganismes responsables du gonflement chaque fois qu'un gonflement de boues arrive et prendre des mesures convenables pour les contrôler; par exemple l'enlèvement des sulfures est un moyen efficace pour contrôler la croissance des Thiothrix. Ils citent des cas de gonflement de boues dont la cause était une eau résiduaire septique et que Chamberlin, Gascoigne et Hudson (54) ont résolu, chacun leur problème particulier, en chlorant l'eau résiduaire alimentée, ce qui aurait certainement eu pour effet d'oxyder les sulfures: on peut bien supposer qu'ils avaient à faire à des Thiothrix d'après Farquhar et Boyle (54). Ainsi concluent-ils, la collection des informations permettrait un diagnostic et une solution à la plupart des problèmes de gonflement de boues dans les boues activées.

Chapitre III

METHODE EXPERIMENTALE

A. Traitement préliminaire

Addition de nutriments inorganiques riches en azote et en phosphore pour les besoins des microorganismes: nous ajoutons du sulfate d'ammonium $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_4$ et du phosphate de potassium K_2HPO_4 dans le rapport DBO₅ alimentée: N :P = 100: 5 : 1, tel que recommandé par les études antérieures (10, 17).

Neutralisation du pH à 7 ± 0.3 avec la soude NaOH . Nous neutralisons la liqueur d'alimentation et vérifions quotidiennement le pH du réacteur biologique pour le ramener aux environs de 7 ± 0.3 afin d'optimiser l'activité des microorganismes.

B. Montage expérimental

Cinq réacteurs biologiques opèrent en continu. Ils sont du type classique décrit par Nemerow (30), Eckenfelder (34), Humenick et Ball (37), Carnes (56), Gellman (57). Une chambre d'aération d'environ 8 litres est séparée d'une chambre de décantation d'environ 2 litres par une cloison mobile ou chicane. L'aération est assurée par un diffuseur d'air; les réacteurs sont en plexiglas. La cloison séparant les deux chambres permet un espace de communication entre les deux

chambres au fond du réacteur de façon à assurer l'aller des boues de la chambre d'aération à la chambre de décantation. La mobilité de la chicane permet de varier cet espace de communication et on la tient généralement entre $\frac{1}{4}$ et $\frac{1}{2}$ pouce du fond du réacteur pour tenir compte de la hauteur de la couche de boues décantées à contrôler dans la chambre de décantation. Nous avons maintenu la chicane à $\frac{1}{4}$ de pouce du fond dans notre étude. Aucune agitation ne doit avoir lieu dans cette chambre. Un tube ajustable dans la chambre de décantation permet de recueillir la liqueur surnageante qui constitue l'effluent traité.

Des débitmètres incorporés au système mesurent et contrôlent l'air venant du compresseur. Un filtre assure la purification de l'air pour réduire l'apport par l'air de substances toxiques pouvant interférer dans l'opération du système. La figure 7 montre une partie du système et la figure 8 montre les détails d'un réacteur en opération.

C. Mode opératoire

L'eau distillée sert à diluer la liqueur à traiter, afin d'obtenir une alimentation stérile qui est préparée au moins une fois par semaine. Nous donnons en appendice B la méthode de calcul de la quantité d'eau de dilution pour une concentration donnée de liqueur résiduaire pour alimentation au réacteur. Une pompe doseuse Sigma utilisée précédemment pour l'alimentation de la liqueur a été remplacée par un système par gravité à tête constante pour assurer un meilleur contrôle du débit.

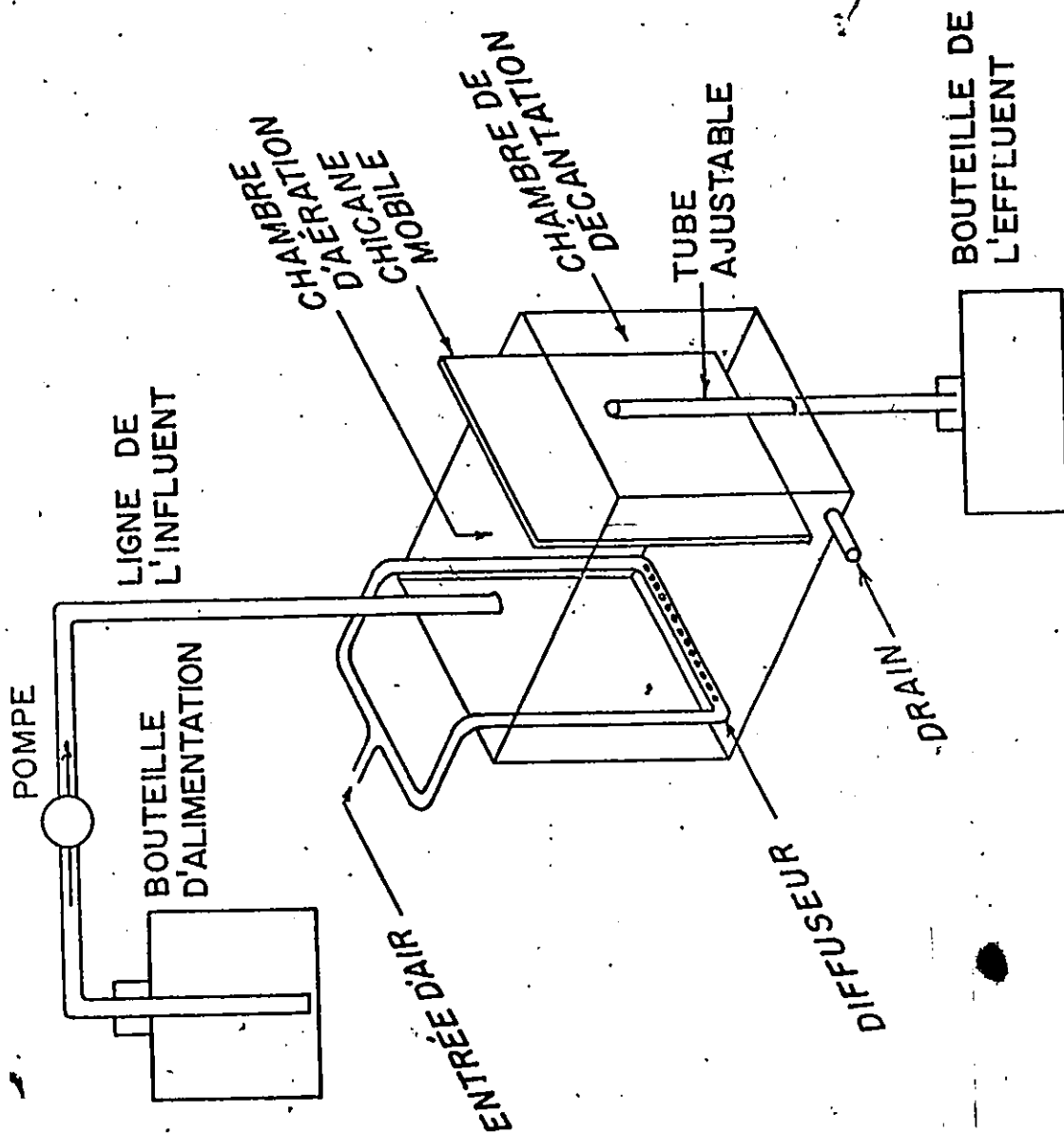


FIGURE 7 : Réacteur en continu.

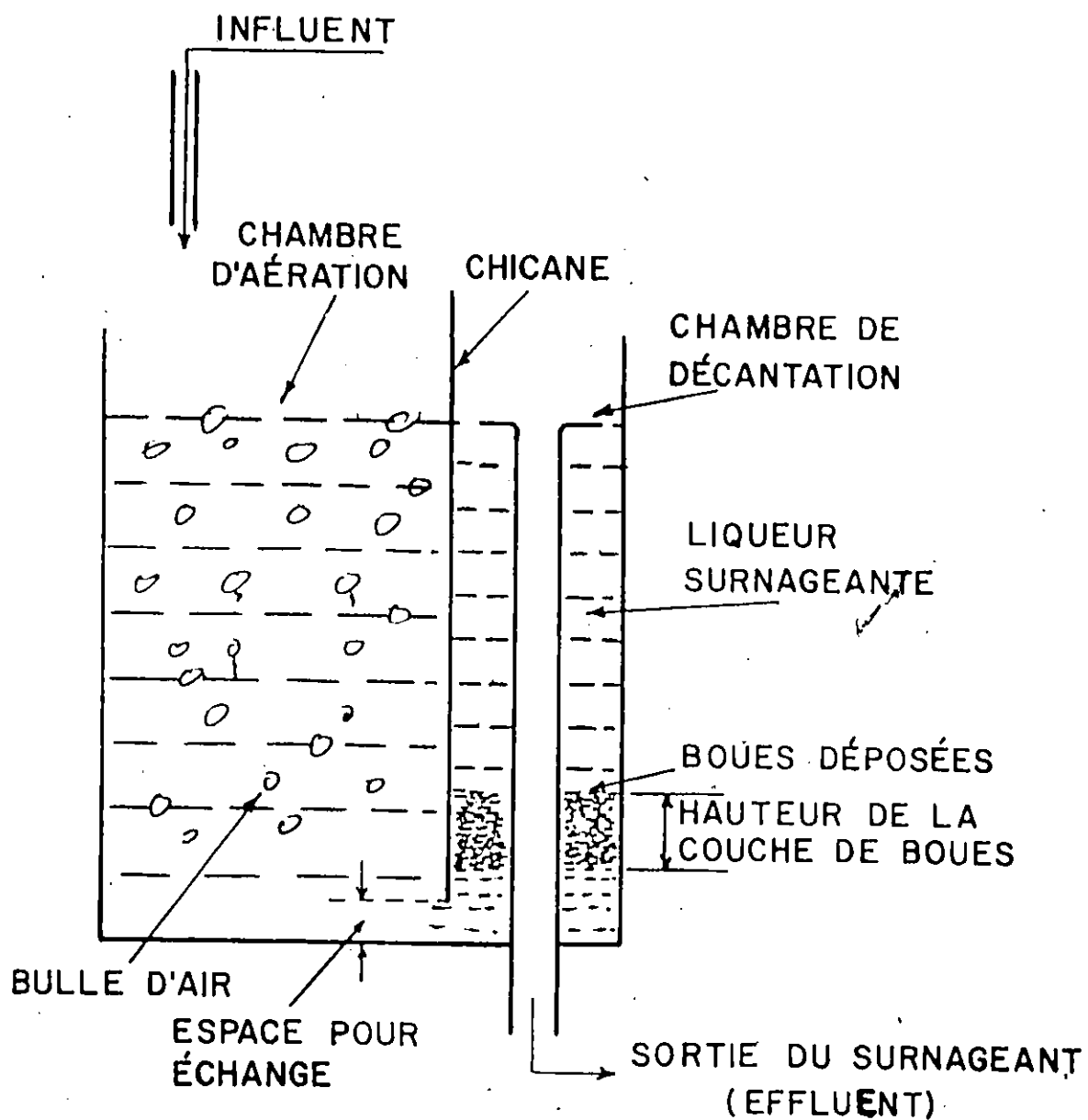


FIGURE 8: Vue de profil d'une cellule en opération.

Dans l'étude antérieure faite dans notre laboratoire, Lo et Garceau (10) ont fait l'acclimatation ou adaptation à partir de liqueur à 2% en solides dissous. La liqueur a une demande biologique en oxygène de 0.33 g par g de solide sec de liqueur. Ils ont rempli chaque réacteur avec dix litres d'un mélange d'eau d'égout obtenue d'une installation d'épuration d'eau domestique qui, on sait, contient une microflore hétérogène très active. La chicane est ajustée à $\frac{1}{4}$ de pouce du fond du réacteur. Pour partir le système ils ont ouvert l'air à un débit de 3.5 litres pour assurer l'agitation et l'aération, et ont commencé l'alimentation de la liqueur à un débit de 4 l/jour à l'aide d'une pompe Sigma. L'évolution de l'acclimatation est témoignée par l'augmentation de la population des microorganismes. Cette acclimatation dure environ deux semaines. Cette microflore adaptée à la liqueur à 2% s'adapte par la suite plus aisément à des concentrations de liqueur plus élevées. Notre étude part de microorganismes déjà adaptés aux concentrations allant jusqu'à 6%. Quand la teneur de la liqueur fut portée de 6 jusqu'à 14.9%, nous avons atteint l'acclimatation en dedans d'une semaine.

Une fois l'acclimatation terminée, on peut débiter une période de détermination expérimentale. Mais la partie de la détermination expérimentale entrant dans l'évaluation du traitement est celle faite en régime permanent (à l'équilibre). Nous maintenons les réacteurs aux concentrations de boues désirées par des déterminations quotidiennes

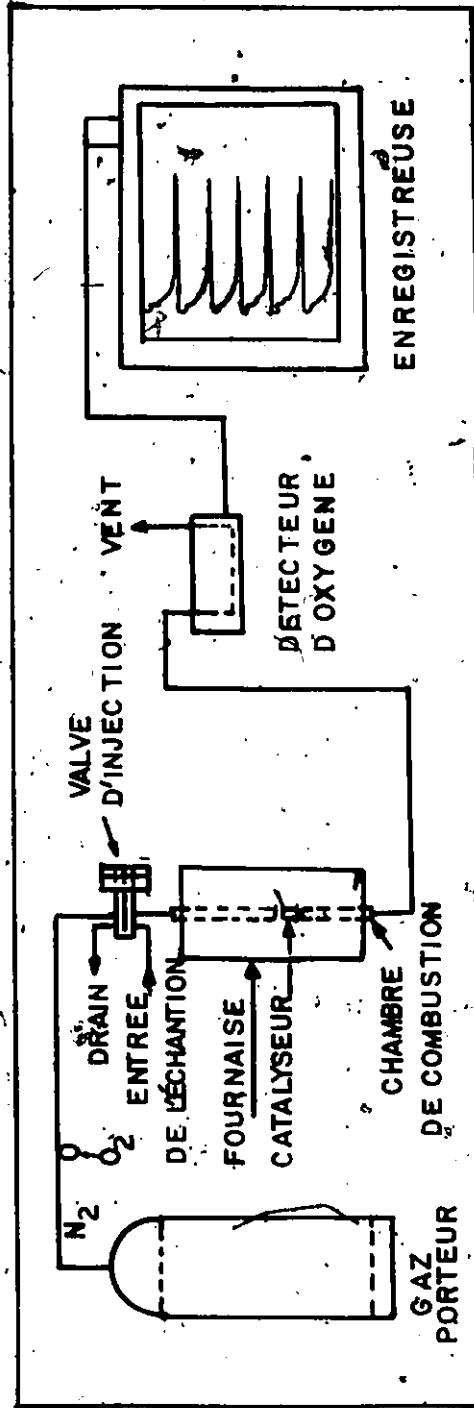
des solides en suspension, nous contrôlons le pH aux alentours de 7 ± 0.3 , la température à environ $20 \pm 2^\circ\text{C}$ (température standard), le débit d'air. En principe l'équilibre est atteint quand le taux d'utilisation d'oxygène ne varie plus, la DBO de l'effluent et la production de boues quotidiennes sont stabilisées. En pratique, nous considérons l'équilibre atteint lorsque la production quotidienne de boues peut être considérée comme constante. Nous effectuons alors quotidiennement les tests suivants: concentration en oxygène dissous (O.D.), DBO_5 , demande totale en oxygène (DTO), hydrates de carbone (H.C.) et lignosulfonates. Il a fallu parfois conserver des échantillons bien réfrigérés pour les tests de DTO, des H.C., des lignosulfonates, quand on ne pouvait les faire immédiatement. La période de cette analyse intensive est d'au moins deux semaines pour rendre les résultats obtenus statistiquement valables.

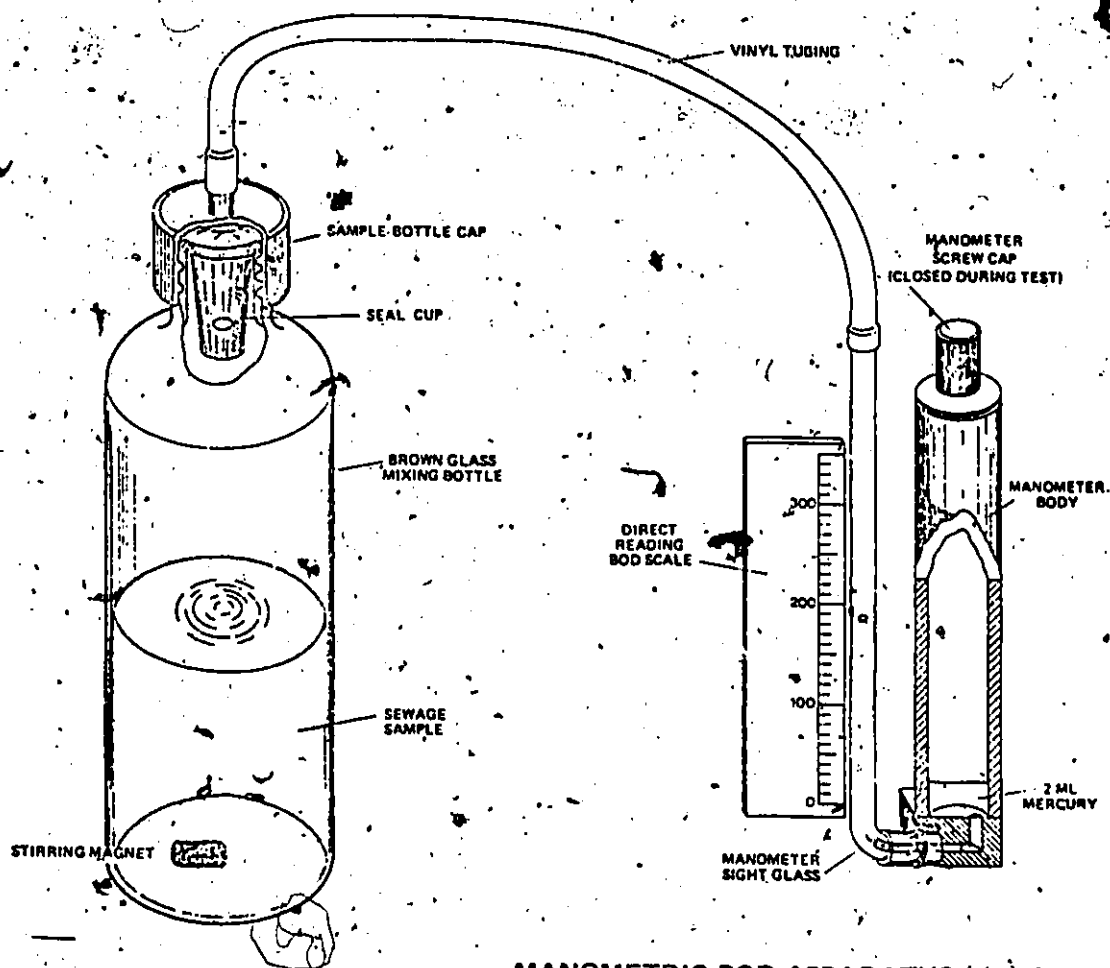
Les tests de DBO_5 , DTO, H.C. et L-S ont été faits sur des échantillons filtrés sur papier filtre type Wathman 541. Cela s'est avéré nécessaire du fait que l'étape de décantation des boues était défectueuse: beaucoup de solides biologiques en suspension passant par l'effluent et donnant des concentrations très fluctuantes de cet effluent, une non filtration de l'échantillon aurait abouti à des résultats de test difficiles à interpréter. Et même si cette concentration de l'effluent avait été régulière, le fait qu'elle n'était pas négligeable nous aurait conduits à filtrer nos échantillons pour parler d'efficacité du

procédé biologique et non de l'efficacité du système: en effet quand la décantation est pauvre, l'analyse de l'effluent en tant que tel peut faire croire qu'aucun traitement n'est réalisé alors qu'il y en a un. En filtrant donc l'échantillon de l'effluent, on obtient le traitement biologique effectif et il ne resterait qu'à mettre au point un principe physique comme la filtration ou la centrifugation pour la séparation de l'eau traitée et des solides biologiques en suspension, ou une intervention par addition de produits chimiques améliorant la sédimentation.

Pour analyser la Demande Totale en Oxygène (DTO), on se sert d'un analyseur de Demande Totale en Oxygène "IONICS MODEL 225" dont le diagramme se trouve à la figure 9. Le principe de ce test est en appendice D. Nous avons déterminé la Demande Biochimique en Oxygène (DBO_5) à l'aide de la Méthode Hach dans les séries A et C et à l'aide de la Méthode Standard de Dilution (58) dans la série D. L'appendice E donne le principe de ces méthodes. La méthode Hach est appliquée à l'aide de l'appareil de DBO de Hach "Model 2173" représentée à la figure 10. Elle combine les avantages essentiels des méthodes manométriques établies tout en demeurant simple d'emploi. La méthode de dosage des hydrates de carbone (H.C.) et des lignosulfonates (L-S) est décrite dans l'appendice F. La figure 11 donne le diagramme d'un analyseur pour les H.C.

FIGURE 9: COMPOSANTES DE L'ANALYSEUR DE DTO

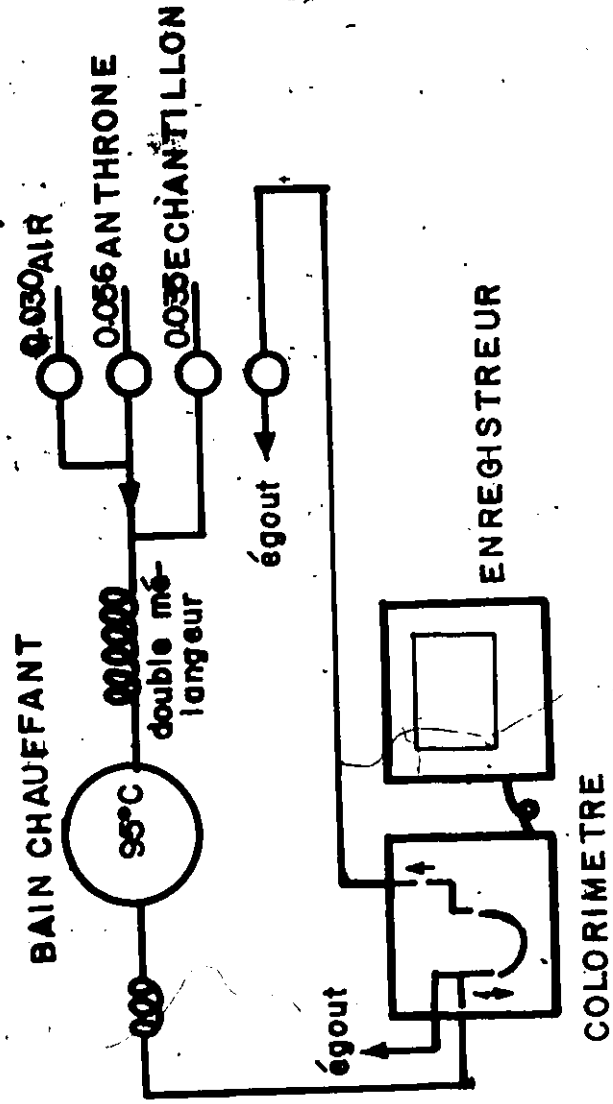




MANOMETRIC BOD APPARATUS (showing one cell)

FIGURE 10: Appareil pour la détermination manométrique de DBO (Méthode de Bach).

FIGURE 11: DIAGRAMME D'UN ANALYSEUR TECHNICON



Chapitre IV

RESULTATS ET DISCUSSIONS

Nous avons planifié au début de permuter les deux variables d'opérations temps de détention hydraulique et concentration des boues pour une même concentration de liqueur alimentée, soit 6% en solides dissous: les quatre temps choisis étaient 48 heures, 72, 96, 120 et les quatre concentrations de solides biologiques choisies étaient 3000 mg/l de SVSLM, 4500, 6000 et 7500. La première série de permutations fait l'objet de la série A et est: 48 heures vs 3000 ppm SVSLM; 72 heures vs 4500 ppm; 96 heures vs 6000 ppm; 120 heures vs 7500 ppm; 48 heures vs 7500 ppm. Les autres séries de permutations auraient du être pour la 2e série: 48 heures vs 6000 ppm; 72 heures vs 4500 ppm; 96 heures vs 7500 ppm; 96 heures vs 3000 ppm; 120 heures vs 4500 ppm et la dernière série de permutations: 48 heures vs 4500 ppm; 72 heures vs 6000 ppm; 96 heures vs 4500 ppm; 120 heures vs 6000 ppm et 120 heures vs 3000 ppm. Ces deux séries de permutations n'ont pas eu lieu. Des problèmes de mousse et d'aération survenus à la fin de la série A et sur lesquels nous reviendrons plus loin nous ont amenés à remplacer ces séries de permutations par deux séries d'expériences: série C et série D. La série B est celle qui a été tentée au moment des problèmes de mousse et d'aération (après la série A) et qui est incomplète. Cette série B est à un débit d'air de $4.6 \pm .5$ litres/min. et les concentrations en oxygène dissous (O.D.) sont inférieures à .5 ppm (varient entre 0 et 0.3 ppm).

- 74 -

La série A est à un débit d'air de $8 \pm .5$ litres/min., débit qui permet d'avoir des concentrations moyennes d'O.D. comprises entre 0.5 et 0.7 ppm. Nous avons pu effectuer la série C à un débit d'air de $11 \pm .5$ litres/min. permettant de maintenir des concentrations moyennes d'O.D. entre .8 et 1.2 ppm. La série D a été effectuée à un débit d'air de $16 \pm .5$ litres/min. qui a permis des concentrations en O.D. de 1.5 à 2.5 ppm. La série A a pour variables simultanées le temps de détention hydraulique et la concentration des solides biologiques. La série C étudie l'effet de la variation de la teneur en solides dissous (de 6 à 15%) sur la performance du système: les concentrations étudiées ont été effectivement 6.6, 8.72, 10.81, 12.86, 14.87%. La série D étudie l'effet de la variable concentration de la masse biologique dont les valeurs choisies sont 1500 mg/l, 3000, 4500, 6000 et 7500.

Les tableaux No. 1, 2 et 3 montrent les conditions d'opérations des différentes séries d'expériences. Les hauts temps et concentrations de masse biologique permettent d'obtenir à ces hautes charges de matière organique le rapport F/M: de 0.53 à 3.5 mg DBO_5 /mg SVSLM/jour dans la série A, de 1.1 à 2.2 dans la série B, 1.6 à 3.6 dans la série C et de .88 à 4.4 dans la série D. On peut dire que ces charges F/M vont de modérées à très hautes: nous croyons rencontrer l'un des critères du procédé à

TABLEAU 1: Conditions d'opération et résultats de la série A
EXPERIENCE FAITE A UN DEBIT D'AIR DE 8.0 l/min; pH7; 20°C.

Réacteur No.	1-A	2-A	3-A	4-A	5-A
Affluent, % sol.	6	6	6	6	6
X_v (SVSLM), mg/l	3000	4500	7500	6000	7500
Temps dét. HRE	48	72	48	96	120
Rapport F/M	3.3	1.47	1.32	.82	.53
$\Delta X/V$, mg/l; (calculé) jour	1889	927.32	1060.17	437.57	235.71
$\Delta X/V/X_v$; (calculé), jour ⁻¹	.63	.206	.14	.073	.03
Age, jour; (calculé)	1.58	4.86	7.14	13.70	33.33
C_{sw} , ppm	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8
C_L , ppm	.7	.7	.5	.5	.5
$K_L a$, hre ⁻¹ ; (calculé)	5.46	5.46	5.46	5.46	5.46
$r = K_L a (C_{sw} - C_L)$, ppm x hre ⁻¹ ; (calculé)	38.77	38.77	39.86	39.86	39.86
$24r/X_v$; (calculé), mgO ₂ /v (mgSVSLM) (J)	.31	.21	.13	.16	.13
S_o , mg/l	DBO ₅	19800	19800	19800	19800
	H.C.	28500	28500	28500	28500
	DTO	61400	61400	61400	61400
	L-S	27478	27478	27478	27478
S_e , mg/l	DBO ₅	6336	5264	5184.6	4246
	H.C.	17187.5	15412.5	15875	10225
	DTO	48660	47980	47260	43018
	L-S	24543	24122	24100	23014
% enlèvement (calculé)	DBO ₅	68	74	74	79
	H.C.	40	46	44	64
	DTO	21	22	23	30
	L-S	10.7	12	12	16
$24(S_o - S_e)$ $X_v t$, jour ⁻¹ (calculé)	DBO ₅	2.24	1.08	.97	.65
	H.C.	1.89	.969	.84	.76
	DTO	2.12	.99	.94	.77
	L-S	.49	.25	.23	.28

TABLEAU 2: Conditions d'opération et résultats de la série C.
EXPERIENCE FAITE A UN DEBIT D'AIR DE 11.2 l/min; pH7; 20°C

Réacteur No.		1-C	2-C	3-C	4-C	5-C
Affluent, %sol.		6.6	8.72	10.81	12.86	14.87
X_v (SVSLM) mg/l		4500	4500	4500	4500	4500
Temps dét. HRE		72	72	72	72	72
Rapport F/M		1.6.	2.13	2.64	3.13	3.63
$\Delta X/V$, mg/l; (calculé) jour		446.82	931.54	629	1499.23	2576
$\Delta X/V/X_v$; (calculé), jour ⁻¹		.099	.207	.14	.333	.57
Age, jour; (calculé)		10	4.83	7.14	3	1.75
C_{sw} , ppm						
C_L , ppm		1.2	.9	.8	.8	.8
$K_L a$, hre ⁻¹ ; (calculé)						
$r = K_L a (C_{sw} - C_L)$, ppm x hre ⁻¹ ; (calculé)						
$24r/X_v$; (calculé) mgO ₂ / (mgSVSLM) (J)						
S_o , mg/l	DBO ₅	21780	28776	35673	42438	49071
	H.C.	30940	40880	50670	60290	69703
	DTO	103715	137028	169872	202086	233672
	L-S	46100	60884	69558	82850	95685
S_e , mg/l	DBO ₅	8160	12100	15500	18550	21500
	H.C.	14450	21800	28200	34600	40700
	DTO	74833	109708	132292	157292	184542
	L-S	36649	50352	56757	68118	79591
% enlèvement (calculé)	DBO ₅	62.5	58	56.5	56	56
	H.C.	53	47	44	43	42
	DTO	28	20	22	22	21
	L-S	20.5	17	18	17.5	17
$24(S_o - S_e)$ $X_v t$ jour ⁻¹ (calculé)	DBO ₅	1.00	1.24	1.48	1.77	2.04
	H.C.	1.22	1.42	1.67	1.99	2.15
	DTO	2.13	2.02	2.77	3.3	3.64
	L-S	.7	.78	.95	1.08	1.2

TABLEAU 3: Conditions d'opération et résultats de la série D.
EXPERIENCE FAITE A UN DEBIT D'AIR DE 16.1/min; pH7; 20°C

Réacteur No.	1-D	2-D	3-D	4-D	5-D
Affluent, % sol.	6	6	6	6	6
X_v (SVSLM), mg/l	1500	3000	4500	6000	7500
Temps dét. HRE	72	72	72	72	72
Rapport F/M	4.4	2.2	1.47	1.1	.88
$\Delta X/V$, mg/l; (calculé) jour	1549	1595	1753.81	1296.51	1201.61
$\Delta X/V/X_v$; (calculé) jour ⁻¹	1.03	.53	.39	.21	.16
Age, jour; (calculé)	.92	1.88	2.56	4.76	6.25
C_{sw} , ppm	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8
C_L , ppm	2.5	2.5	1.7	1.7	1.5
$K_L a$, hre ⁻¹ ; (calculé)	18.72	18.72	18.72	18.72	18.72
$r = L_L a (C_{sw} - C_L)$, ppm x hre ⁻¹ ; (calculé)	99.2	99.2	114.2	114.2	118
$24r/X_v$; (calculé) mgO ₂ /(mgSVSLM) (J)	1.59	.79	.61	.46	.38
S_o , mg/l	DBO ₅	19800	19800	19800	19800
	H.C.	29720	29720	29720	29720
	DTO	64000	64000	64000	64000
	L-S	32435	32435	32435	32435
S_e , mg/l	DBO ₅	8809	7916	7127	7113
	H.C.	14140	12840	11670	11550
	DTO	57038	55327	55077	55115
	L-S	32454	31403	32982	33000
% enlèv. (calculé)	DBO ₅	56	60	64	64
	H.C.	53	57	61	61
	DTO	11	13.6	14	14
	L-S	0	0	0	0
$24(S_o - S_e)$ X_v jour ⁻¹ (calculé)	DBO ₅	2.44	1.32	.94	.56
	H.C.	3.46	1.88	1.34	.99
	DTO	1.55	.96	.66	.49
	L-S				

haut taux. Aux temps de détention hydraulique de 2 à 5 jours, nous empruntons l'un des principes fondamentaux de l'aération prolongée et nous débordons même du cadre généralement rencontré dans les installations d'épuration par boues activées. Opérant à mélange complet dans la chambre d'aération, nous avons à faire à un procédé à mélange complet. Nous rencontrons les critères de ce que Nemerow (30) décrit comme étant la version boues activées à mélange complet du procédé à haut taux. Nous lui donnons librement cette définition descriptive: Boues activées à mélange complet, à haut taux et à long temps de détention hydraulique. Nous espérons en opérant de cette façon, combiner certains avantages essentiels de plusieurs modes d'opérations. L'augmentation simultanée du temps et de la concentration des boues amortit théoriquement le rapport F/M à une haute concentration de liqueur résiduaire (puisque $F/M = \frac{S_o}{X_v t}$) et le maintient modéré.

Gellman (57) traitant la liqueur noire Kraft a exploité aussi l'effet bénéfique de l'augmentation simultanée de la charge en DBO_5 et de la concentration des boues mais pour un même temps de détention de 2.8 heures. Opérant à mélange complet nous espérons être

plus en mesure de surmonter les problèmes rencontrés couramment aux hautes charges organiques de déchet contenant des hydrates de carbone, car d'après certains auteurs (8, 30, 60), ce procédé représente le meilleur système de boues activées, rendu possible grâce à la combinaison de la microbiologie et des opérations unitaires de base.

Il est généralement accepté que les coûts d'investissement et d'opération d'un système de traitement biologique augmentent proportionnellement aux volumes à traiter (57, 61). L'épuration biologique aux hautes concentrations de liqueur résiduaire permettra de se dispenser avantageusement et économiquement du besoin de diluer le déchet. Les volumes étant ainsi réduits, un temps de détention plus long pour un système de même capacité est possible.

En jouissant des avantages des différents modes d'opération, on souffre aussi éventuellement de certains inconvénients. Nous croyons avoir hérité du problème d'aération. Nous avons éprouvé beaucoup de difficultés à maintenir une concentration d'oxygène dissous convenable dans les séries A et C. Cela semble dû à la grande capacité respiratoire des hautes concentrations de boues. Nemerow (30) fait remarquer que plus la quantité de boues est élevée plus on a besoin d'air. Il ajoute aussi que le traitement aérobique à haut taux tel que défini par lui (30) exige environ trois fois plus d'air que dans les

installations de boues activées conventionnelles.

Le problème d'aération que nous avons rencontré s'est échelonné presque sur toute l'étendue de notre étude, mais il a pris plus d'ampleur à la fin de la série A. Nous souhaitions avoir une concentration en oxygène dissous d'au moins 1 ppm dans le milieu réactionnel pour respecter les recommandations courantes des praticiens dans la technique de l'épuration biologique (37, 55, 62, 63). Le débit le plus élevé que nous avons pu maintenir dans la série A est $8 \pm .5$ litres par minute ne nous permettant que des concentrations d'O.D. de .7, dans les réacteurs 1-A et 2-A et de .5 dans les trois autres réacteurs 3-A, 4-A et 5-A. Mais si nous n'avons pas pu atteindre le niveau voulu, la performance du système ne semble pas avoir été gravement affectée. Cela peut se comprendre car la littérature rapporte des systèmes de boues activées fonctionnant avec succès à des concentrations en O.D. de 0.5 ppm (31, 33, 44, 62, 63). Poon et Wang (33) notent que la concentration critique de l'O.D. généralement acceptée est de 0.1 à 0.2 mg/l. Eckenfelder et McCabe (55) mentionnent qu'on observe une variation de la concentration minimum critique de 0.3 à 1.2 ppm pour plusieurs systèmes d'oxydation étudiés. Characklis et Bush (44) notent aussi que la concentration critique de l'O.D. est de 0.2 à 0.5 ppm. Ryder (64) constate qu'en contrôlant la concentration d'O.D. à un bas niveau entre 0.75 et 1.0 mg/l, on peut réduire le nombre des microorganismes filamenteux peu effectifs dans l'enlèvement de la

matière organique. Le bulletin "Chemical Engineering" du 21 juin 1971 (63) recommande une concentration résiduelle d'oxygène dissous de 0.5 à 1 mg/l pour assurer des conditions aérobiques.

Dans la série A, une augmentation du débit au dessus de la valeur précédente nous exposait à un moussage intense et rendait l'opération impossible car on perdait le contenu du réacteur par renversement. La liqueur résiduaire au bisulfite est une liqueur de consistance gluante qui est plus apte à mousser que d'autres eaux résiduaires. A la fin de la série A, l'alimentation d'une liqueur provenant d'un nouvel approvisionnement a provoqué un moussage beaucoup plus prononcé que dans la série A au même débit. Nous avons constaté qu'en nettoyant les diffuseurs au moins une fois par semaine, on diminuait l'effet de mousse sans l'éliminer pour autant. Nous avons constaté que la liqueur des différents approvisionnements témoignait d'une différence dans la viscosité et même dans la couleur. Cela justifierait le fait que le moussage n'est pas toujours pareil d'un approvisionnement à l'autre. Les approvisionnements en liqueur résiduaire proviennent d'une même usine mais pas toujours du même lessiveur. Les temps de cuisson sont d'environ cinq heures et le pH a varié entre 4.3 et 4.5 dans les différents approvisionnements. Nous croyons que la composition des différents bois qui ont été cuits est la principale source de différence dans la liqueur des différents approvisionnements. Les bois entrant dans la cuisson sont l'épinette dont la proportion varie entre 50 et

75%, le sapin de 10 à 15%, le bois-franc de 10 à 20%, le cyprès de 10 à 30%. On sait que les différents bois varient entre les pourcentages précédents, mais on ne peut dire avec précision quel pourcentage des différents bois est entré dans telle cuisson.

La série B n'a pas été menée à bonne fin à cause du problème de mousse et d'aération. Comme le système moussait excessivement et que nous n'avions pas de solution immédiate, nous avons diminué le débit d'air de $8 \pm .5$ litres/min. à $4.6 \pm .5$ litres/min. après avoir essayé des débits entre les deux valeurs. L'oxygène dissous qui n'était déjà pas assez haut dans la série A baissa au voisinage de 0 ppm fluctuant parfois entre 0 et 0.3 ppm. On sentait nettement qu'il y avait déficit en air car une odeur de pourriture se développa indiquant le développement des conditions anaérobiques et la mort de microorganismes dont la concentration chuta fortement dans tous les réacteurs. Nous sommes demeurés assez longtemps à ces basses concentrations. Nous enregistrons une légère remontée de ces concentrations de boues un certain nombre de jours, puis une rechute pendant les jours suivants. après la longue attente, les boues semblaient visiblement et à l'odorat avoir retrouvé leurs bonnes caractéristiques; l'observation au microscope indiquait bien un regain d'activité, mais les concentrations de boues ne pouvaient dépasser un certain niveau. Comme nous avions des concentrations entre 4000 et 5000 mg/l de SVSLM, nous avons décidé d'effectuer l'expérience B à 4500 mg/l de SVSLM dans les trois réacteurs

ou la concentration atteignait 5000 mg/l et nous avons maintenu les deux autres réacteurs (atteignant une concentration de 4000) à 3000 mg/l. Nous avons alloué des temps de détention de 48 heures, 72 et 96 aux trois réacteurs à 4500 mg/l respectivement, puis 96 et 120 heures aux deux autres réacteurs. Après la première semaine de tests intensifs, nous avons constaté que l'équilibre dans les concentrations de boues était rompu parce que nous enregistrons un déficit dans la production de boues. Nous avons dû interrompre donc cette série où le manque d'air a été la cause essentielle de son échec. La série C a été effectuée avec un nouvel approvisionnement de liqueur. Convaincus que le problème d'air ne nous permettrait pas d'augmenter la concentration des boues, nous avons décidé de garder une concentration modérée de 4500 mg/l dans chaque réacteur et d'étudier l'effet de la concentration de liqueur, en variant cette dernière d'un réacteur à l'autre. Nous avons alors nettoyé les parois des réacteurs et des diffuseurs car comme nous l'avons mentionné plus haut, des diffuseurs non encrassés de boues et des parois propres ont une bonne influence dans la lutte contre la mousse. Ces soins plus le fait d'une nouvelle liqueur nous a permis de remonter le débit de l'air à 11 ± 0.5 litres/min. La liqueur qui a servi dans cette série a été concentrée en laboratoire à une teneur d'environ 30% en solides dissous à l'aide d'un évaporateur et pour alimenter les réacteurs aux différentes teneurs en solides dissous choisies, il suffisait de les diluer avec de l'eau distillée. Le passage de 4.5 l/min. à 11 litres/

min. de débit d'air a permis d'améliorer nettement l'agitation donc le phénomène de transfert et de remonter la concentration en oxygène jusqu'à une moyenne de .8 à 1 ppm dans les différents réacteurs. L'amélioration dans l'aération aboutit à une meilleure croissance des microorganismes. Cette constatation plus le fait que nous avons atteint déjà des concentrations de l'ordre de 9000 mg/l dans la série A, ont encouragé à la tentative de la série D pour étudier cette fois-ci l'effet des concentrations des boues de 1500 mg/l à 7500 mg/l de SVSLM. Mais il était évident qu'aucune solution n'a été trouvée pour combattre la mousse et pouvoir augmenter le débit de l'air afin d'assurer des concentrations en O.D. supérieures à 1 ppm. La littérature mentionne que des produits à base de silicone ont été conçus comme antimousse et servent parfois en fermentation. Le gras "Dow Corning High Vacuum Grease" à base de silicone nous a servi pour lutter contre la mousse. La non volatilité et l'insolubilité de ce gras le rendait intéressant en ce sens qu'une petite couche mince du gras sur un couvercle fait exprès pour se reposer au-dessus de la chambre d'aération suffisait à combattre la mousse et d'une façon durable. De plus un essai temporaire sur un réacteur ne révéla pas d'effets néfastes sur les microorganismes. On décida donc d'étendre l'emploi de ce produit à base de silicone à tout le système. L'usage du gras permit d'accroître encore le débit d'air qui passa ainsi de 11 litres/min. dans la série C à $16 \pm .5$ l/min dans la série D, permettant d'assurer des concentrations en O.D. entre 1.5 et 2.5 mg/l pour cette série D.

Au débit d'air de 16 litres/min, on voyait bien que l'agitation est très intense. Cette intervention est loin d'être une solution. C'est tout juste un palliatif qui nous a permis de commencer et mener à terme la dernière série D, et de vérifier l'hypothèse que c'est le déficit en aération qui est cause de l'échec de la série B.

Le problème d'aération est un vieux problème que certains praticiens ont tenté de contourner par l'usage de l'oxygène pur pour un transfert d'oxygène plus rationnel. La littérature nous apprend (8, 35, 36) que l'oxygénation permet de maintenir d'assez hautes concentrations de boues dans les réacteurs du fait de la possibilité des concentrations d'O.D. élevées et de pouvoir ainsi opérer à des hautes charges organique et biomassique. On pourra se référer à la revue de littérature pour plus de détails. Nous rencontrons justement les conditions de hautes charges organique et biomassique et celles de longs temps de détention de l'aération prolongée et nous n'avons donc pas à être surpris par le problème cuisant de l'aération.

Nous croyons avoir hérité aussi du problème d'instabilité provoqué par les très hautes charges de matières organiques même si nos hautes concentrations de boues semblent être bénéfiques dans l'amortissement de cette instabilité. En effet c'est très difficilement qu'on arrive à conserver un régime stationnaire, les fluctuations étant très fréquentes et très prononcées. On peut voir ce fait sur les figures 12, 13, 14. Ces figures donnent la concentration des boues chaque

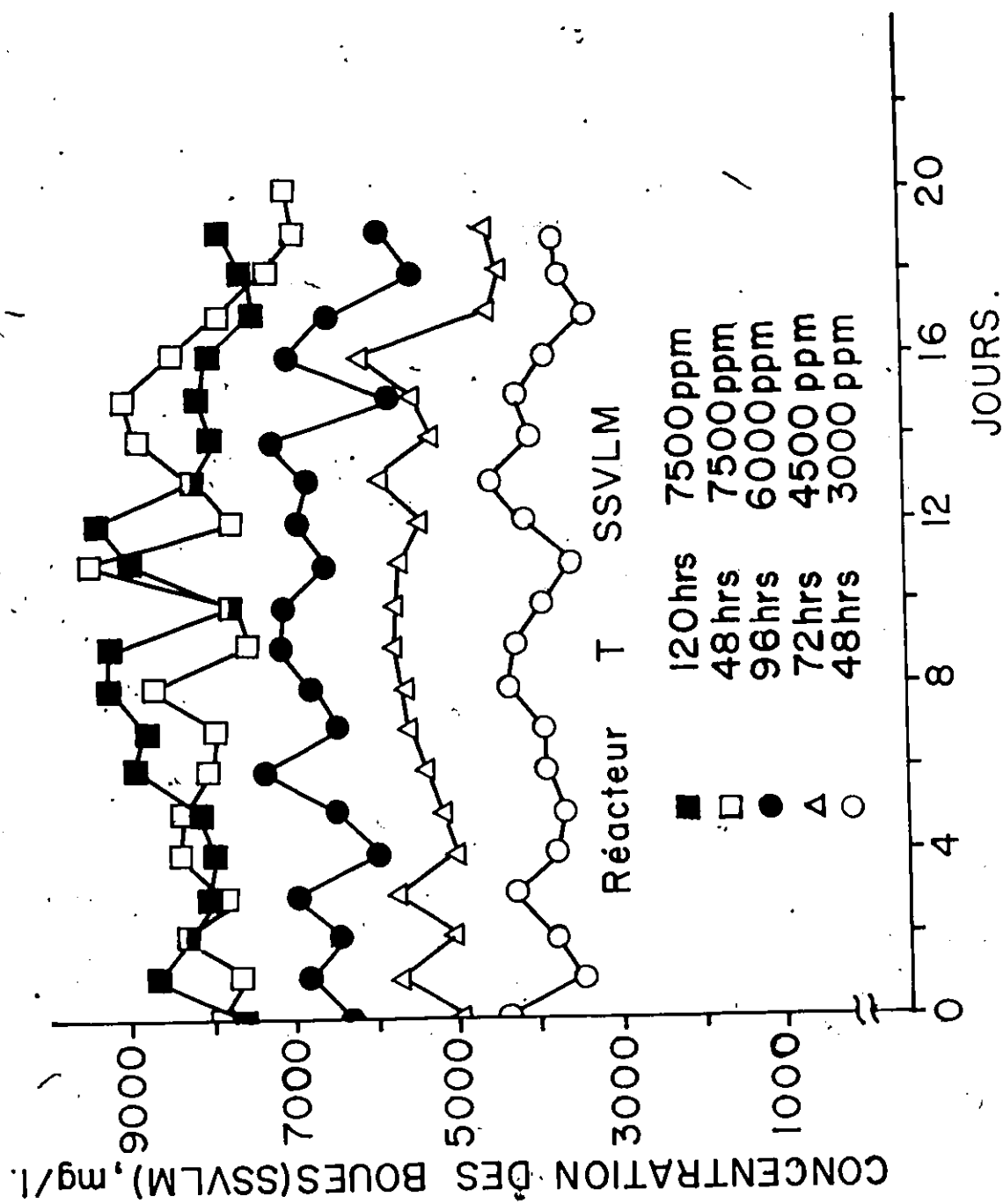


FIGURE 12 : SERIE A: Concentration des boues (SSVLM) dans les réacteurs.

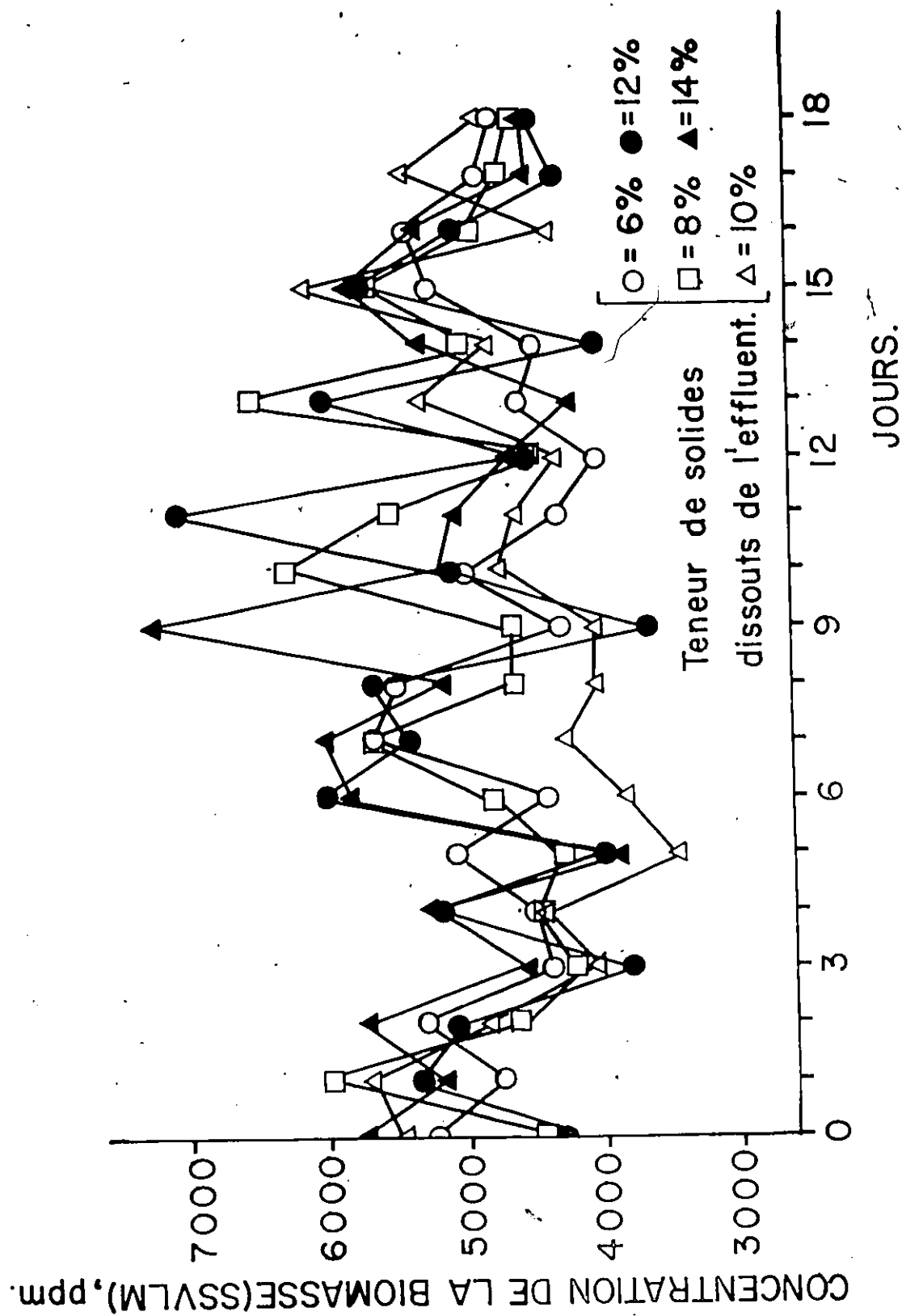
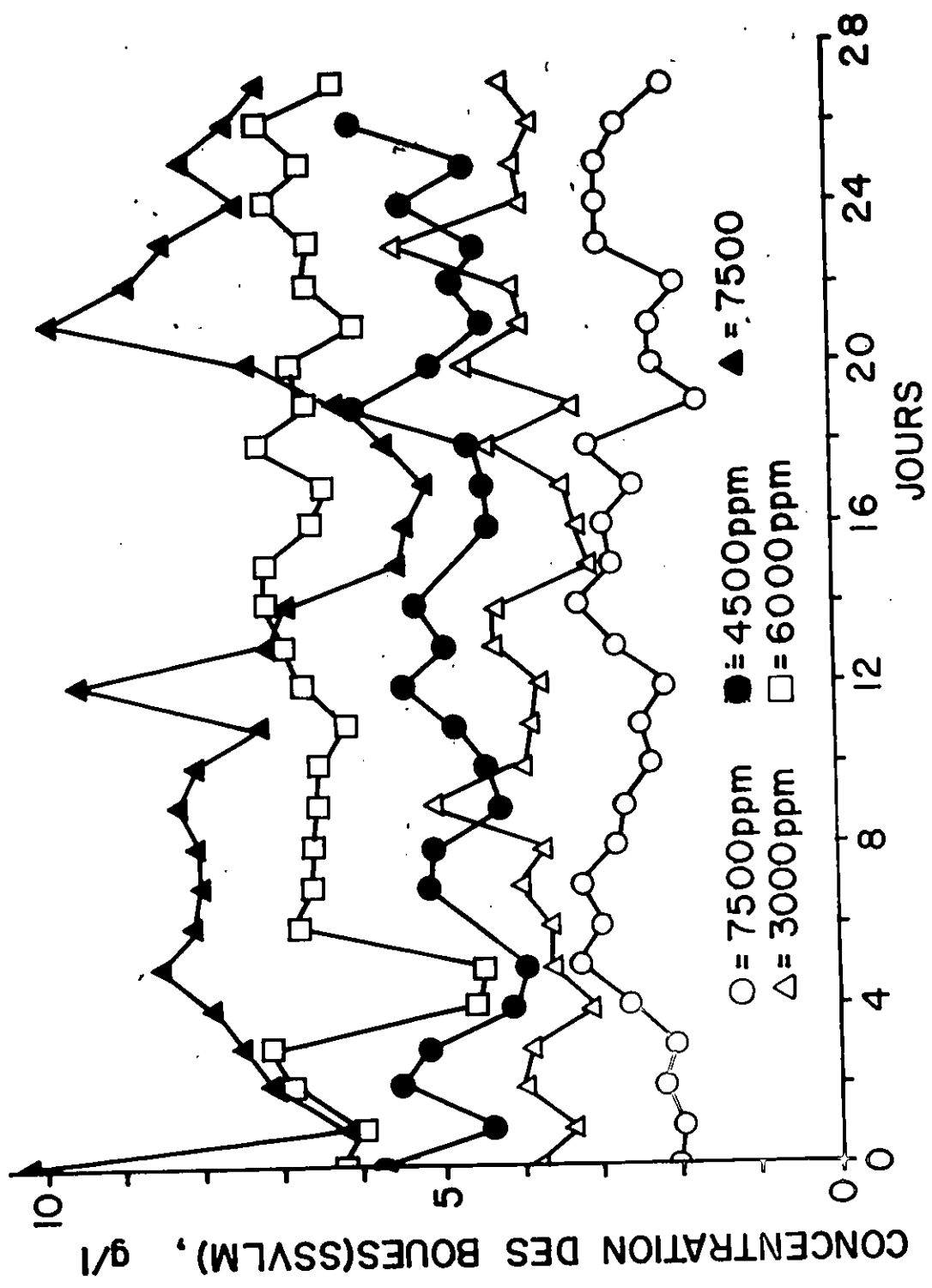


FIGURE 13 : SERIE C: Concentration des boues (SVSLM) dans les réacteurs

FIGURE 14: SERIE D: CONCENTRATION DES BOUES (SSVLM) DANS LES REACTEURS



jour durant toute la période considérée du régime permanent et période sur laquelle les différents tests sont pris en considération. Pour un régime permanent idéal, la concentration de boues à maintenir chaque jour plus l'excès de boues produit quotidiennement devrait être une constante et donner lieu à une droite horizontale. De petites déviations autour de cette droite sont acceptables pour un système pratique (24). Plus de telles déviations sont importantes et irrégulières, plus le système est instable. On peut donc considérer dans cette étude que la série A a connu plus de stabilité que les autres séries, alors que la série C semble avoir été la moins stable, l'instabilité devenant plus prononcée avec la concentration de la liqueur résiduelle alimentée: en effet l'allure de la concentration des boues dans cette série révèle moins de fluctuations pour les réacteurs à 6.6% et 8.72% en solides dissous dans la liqueur alimentée, les fluctuations les plus élevées étant dans les réacteurs à 12.86 et à 14.8% en solides dissous. En effet la fluctuation maximale autour de la valeur moyenne de SVSLM est de 25% autour de la moyenne 4720 mg/l pour le réacteur à 6.6% en solides dissous. La fluctuation maximale est de 30% autour de la moyenne 5020 mg/l de SVSLM pour le réacteur à 8.72% en solides dissous, et autour de la moyenne 4730 mg/l de SVSLM pour le réacteur à 10.81% en solides dissous. Elle est de 40% autour de la moyenne 5100 mg/l de SVSLM pour le réacteur à 12.86% en solides dissous, et autour de la moyenne 5330 mg/l pour le réacteur à 14.87% en solides

dissous à l'affluent. Notons que ces fluctuations maximales sont les fluctuations extrêmes observées sur la période considérée de régime stationnaire. Chacune de ces séries a duré au moins un mois et demi et le régime stationnaire fut dans tous les cas dur à atteindre.

Malgré toute cette instabilité dans le maintien d'une concentration constante en boues, les différents tests sur l'efficacité d'enlèvement de matière organique témoignent d'une stabilité que nous considérons acceptable. On se rappelle comme nous l'avons mentionné dans la revue de littérature que la difficulté à travailler en régime stationnaire est monnaie courante: on peut revoir le commentaire que Zajic (24), Ramanathan et Gaudy (26) en font. Donc plus longtemps durera la période en régime stationnaire, plus les résultats donnés par les différents tests seront statistiquement valables. C'est pour cela que la période des tests devait durer au moins deux semaines.

Performance des différentes séries

Nous avons effectué une étude statistique des résultats donnés par les différents tests afin d'estimer si toute différence constatée entre deux valeurs moyennes est statistiquement significative ou due au simple effet du hasard, nous avons comparé les pourcentages d'enlèvement (de DBO_5 , DTO, H.C. et L-S) de la matière organique deux à deux

à l'aide des tests statistiques "F-test" et "T-test". Un échantillon extrait des résultats de ce programme est en appendice H.

A 95% de niveau de confiance, les pourcentages d'enlèvement moyens de DBO_5 et des H.C. sont différents d'une façon significative excepté pour les réacteurs 2-A et 3-A dont les pourcentages d'enlèvement sont pratiquement identiques. Pour ces deux réacteurs 2-A et 3-A, il faudrait baisser le niveau de confiance à 33% pour admettre une différence significative de DBO_5 et à 69% pour une différence significative pour les pourcentages d'enlèvement des H.C. A 50% de niveau de confiance les pourcentages d'enlèvement de DTO seraient tous différents d'une façon significative, mais à 95% de niveau de confiance, les trois premiers réacteurs 1-A, 2-A et 3-A ont pratiquement le même pourcentage d'enlèvement de DTO. Les niveaux de confiance pour une différence significative dans les pourcentages d'enlèvement de L-S sont 59% entre les réacteurs 1-A et 2-A, 3% entre les réacteurs 3-A et 4-A, 70% entre les réacteurs 4-A et 5-A. Il n'apparaît donc aucune différence significative dans les pourcentages d'enlèvement moyens consécutifs de L-S, mais du réacteur 1-A au réacteur 5-A, il apparaît une différence significative. On peut voir du tableau 1 que le pourcentage d'enlèvement de DBO_5 , DTO, H.C. et lignosulphonates (L-S) décroît avec l'augmentation du rapport F/M. Etant donné que le rapport F/M est égal à $\frac{24 S_o}{X_v t}$, le pourcentage d'enlèvement de la matière organique augmente avec l'inverse du rapport F/M soit $\frac{X_v t}{24 S_o}$.

Comme l'alimentation de liqueur est constante, l'augmentation de l'efficacité d'enlèvement découle de l'augmentation du produit $X_v t$ donnée par une variation simultanée de X_v et de t . L'étude antérieure de Lo et al (10) conduit à la même constatation.

La comparaison statistique des résultats de la série C nous permet de croire que la différence dans les pourcentages d'enlèvement moyens de DBO_5 entre le premier et le deuxième réacteur, entre le deuxième et le troisième réacteur (cf. tableau 2) est significative à 95% de niveau de confiance, tandis qu'il n'y a aucune différence significative entre les pourcentages d'enlèvement moyens des réacteurs 3-C, 4-C, 5-C. Il faudrait baisser le niveau de confiance à 17% pour espérer avoir une différence significative entre les pourcentages d'enlèvement de DBO_5 des réacteurs 3-C, 4-C et 5-C. Les réacteurs numérotés dans l'ordre croissant représentent respectivement dans la série C des rapports F/M croissants. On peut voir du tableau 2 les valeurs du pourcentage d'enlèvement de DBO_5 et les valeurs correspondantes du rapport F/M. On voit que le pourcentage d'enlèvement de DBO_5 décroît avec le rapport F/M croissant, mais demeure presque constant à partir de F/M 2.6. Au rapport F/M = 1.61, le pourcentage d'enlèvement est de 62% et baisse à 56% pour y demeurer à partir de F/M égal à 2.64 jusqu'à 3.63.

Le pourcentage d'enlèvement de la DTO dans cette série C diffère d'une façon significative pour les trois premiers réacteurs correspon-

dant aux rapports F/M de 1.61, 2.13 et 2.64. La différence est peu sensible pour F/M supérieur à 2.64. Les différences dans les pourcentages d'enlèvement des H.C. sont significatives à 95% de niveau de confiance, d'un réacteur à l'autre de cette série C, exceptés pour les réacteurs 3-C et 4-C où les pourcentages d'enlèvement semblent pratiquement identiques. Les pourcentages d'enlèvement des H.C. décroissent avec l'augmentation du rapport F/M de 1.61 à 2.64; à partir de F/M égal à 2.64, la décroissance du pourcentage d'enlèvement des H.C. est faible; on enregistre une efficacité d'enlèvement de 53 à 42%. Le pourcentage d'enlèvement de DTO atteint 28% pour le réacteur 1-C correspondant à F/M égal 1.61 et baisse à 22% pour les autres rapports F/M. On peut remarquer que le pourcentage d'enlèvement de DTO pour le réacteur 2-C correspondant au rapport F/M égal 2.13 est plus bas que celui correspondant aux rapports F/M plus grands. Le pourcentage d'enlèvement de lignosulfonates est légèrement supérieur dans le réacteur de F/M égal à 1.61 et n'accuse aucune différence significative pour les autres réacteurs c'est à dire avec la croissance du rapport F/M à partir de 2.13 à 3.63. Dans cette série C donc, l'efficacité d'enlèvement de DBO_5 , DTO et H.C. exprimé en pourcentage d'enlèvement diminue avec l'augmentation de la teneur de la liqueur résiduaire et on peut voir sur la figure 15 l'allure de cette efficacité en fonction de la concentration en solides dissous. Si on vise un pourcentage d'enlèvement maximum en un seul stage, l'augmentation de la concentration de liqueur alimentée est défavorable.

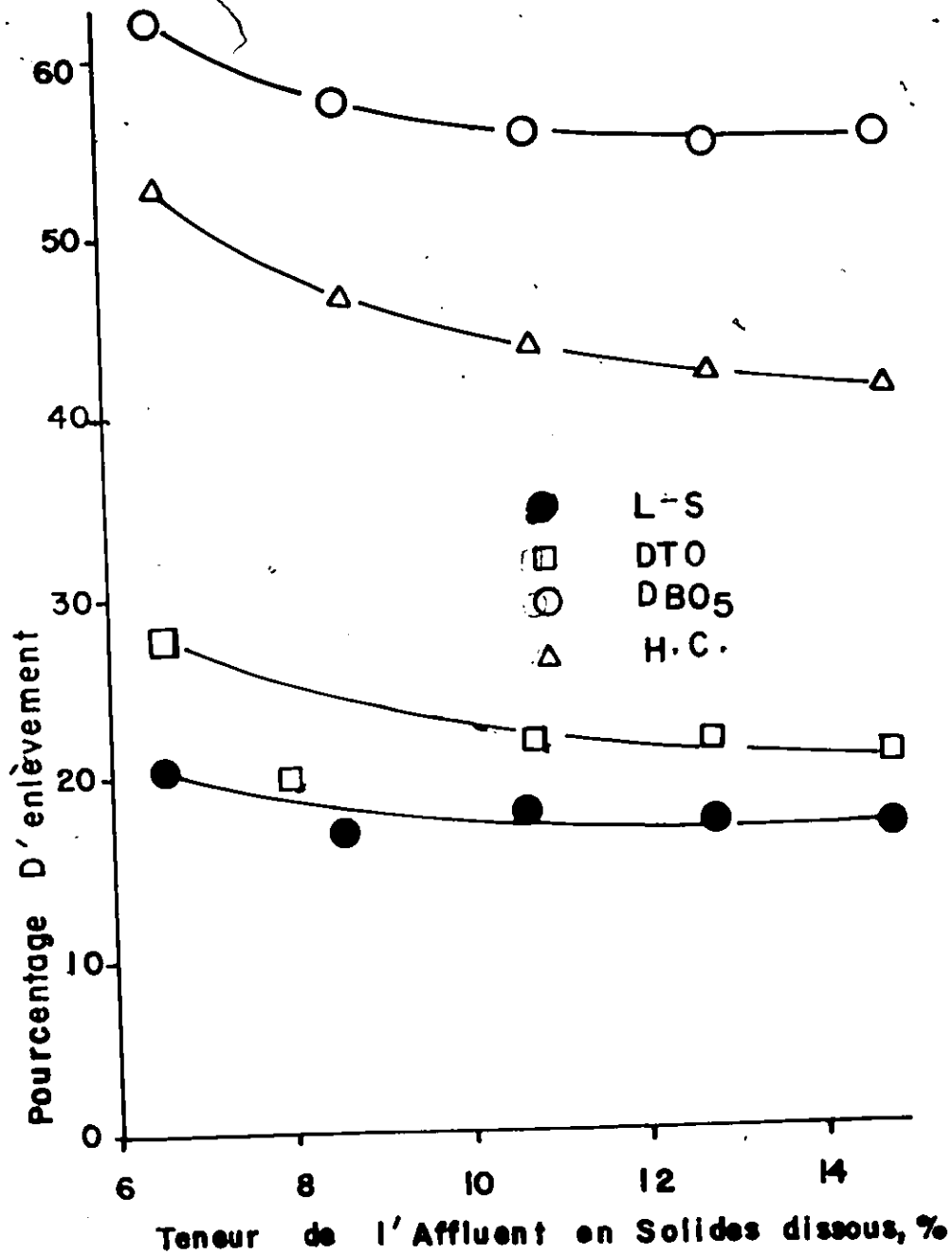


FIGURE 15: Efficacité d'enlèvement de DBO₅, DTO, H.C., L-S. en fonction de la teneur de l'affluent

Par contre il est intéressant de constater à l'aide de l'analyse statistique qu'à hautes teneurs de liqueur, l'efficacité d'enlèvement de matière organique demeure pratiquement voisine de celle pour une teneur de liqueur à 6%. On gagne donc à utiliser des concentrations de liqueur élevées s'il n'y a pas d'autres problèmes, car comme le montre la figure 16 la quantité de substrat enlevée par unité de temps augmente avec la concentration de liqueur de 6% à 15%. (taux d'enlèvement vs teneur en solides dissous de l'affluent). Ce résultat plaide en faveur de l'optique recherchée: le maximum d'enlèvement de déchet pour coût minimum. En effet le fait de pouvoir traiter biologiquement des lessives de concentration industrielle pourra permettre de réduire considérablement les frais d'investissement et d'opération car les volumes à traiter en seront réduits proportionnellement comme nous l'avons mentionné plus haut et comme le souligne Quiles-Mottiaux (21) dans son étude sur l'épuration des lessives résiduelles au sulfite de sodium de forte concentration. Notons que Quiles-Mottiaux n'a pas dépassé dans son étude une DBO_5 et une DCO alimentées de 4370 et 43700 mg/l respectivement.

Malheureusement les problèmes de sédimentation augmentent avec la teneur de la liqueur résiduelle alimentée de sorte que la quantité de boues entraînées par l'effluent augmente. On peut le voir sur la figure 17 (boues entraînées vs le pourcentage en solides dissous). On est ainsi plus exposé au changement de la concentration de boues de la liqueur mixte; ce changement peut être responsable des fluctua-

FIGURE 16: Taux d'enlèvement en fonction de la teneur en solides dissous de l'affluent

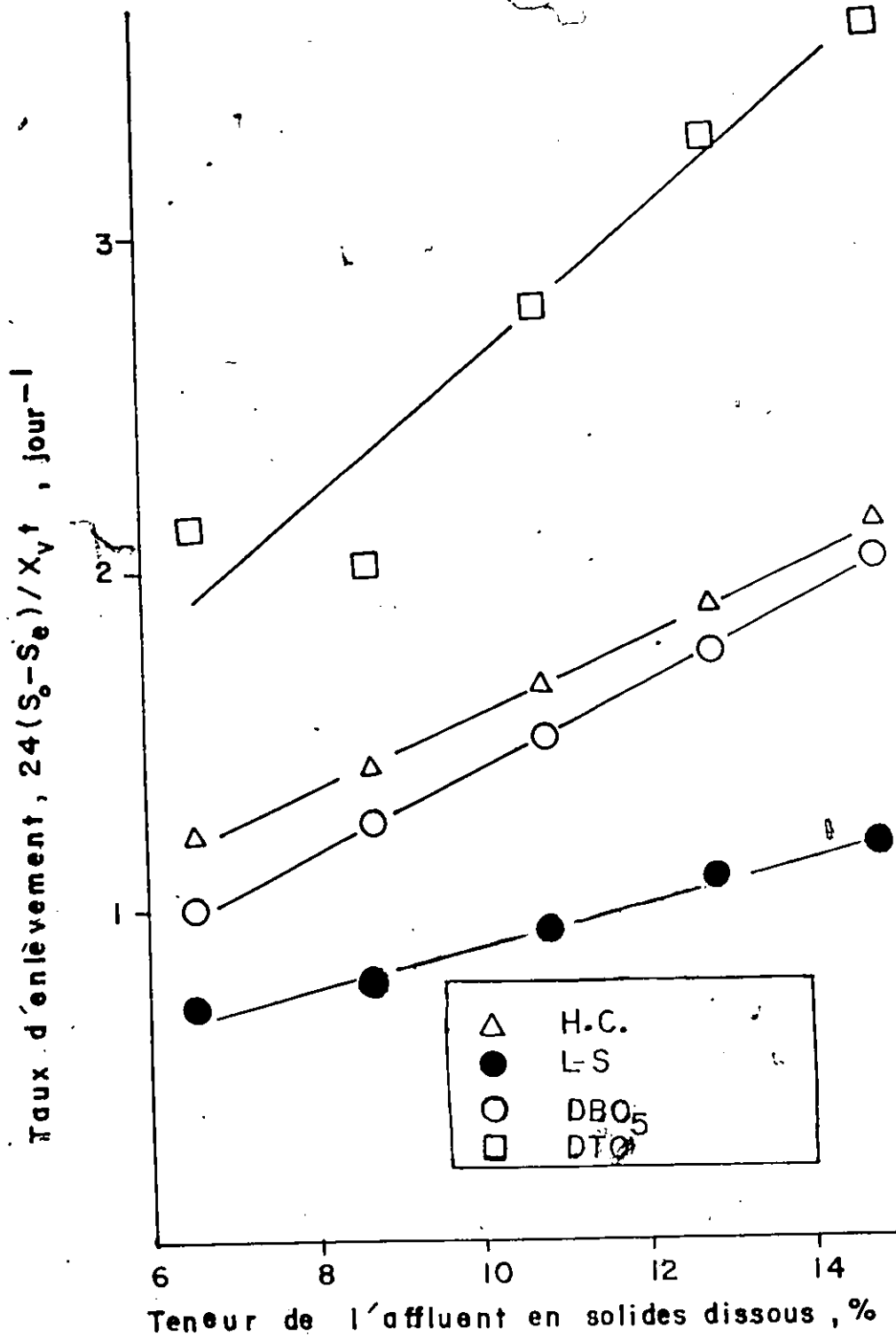
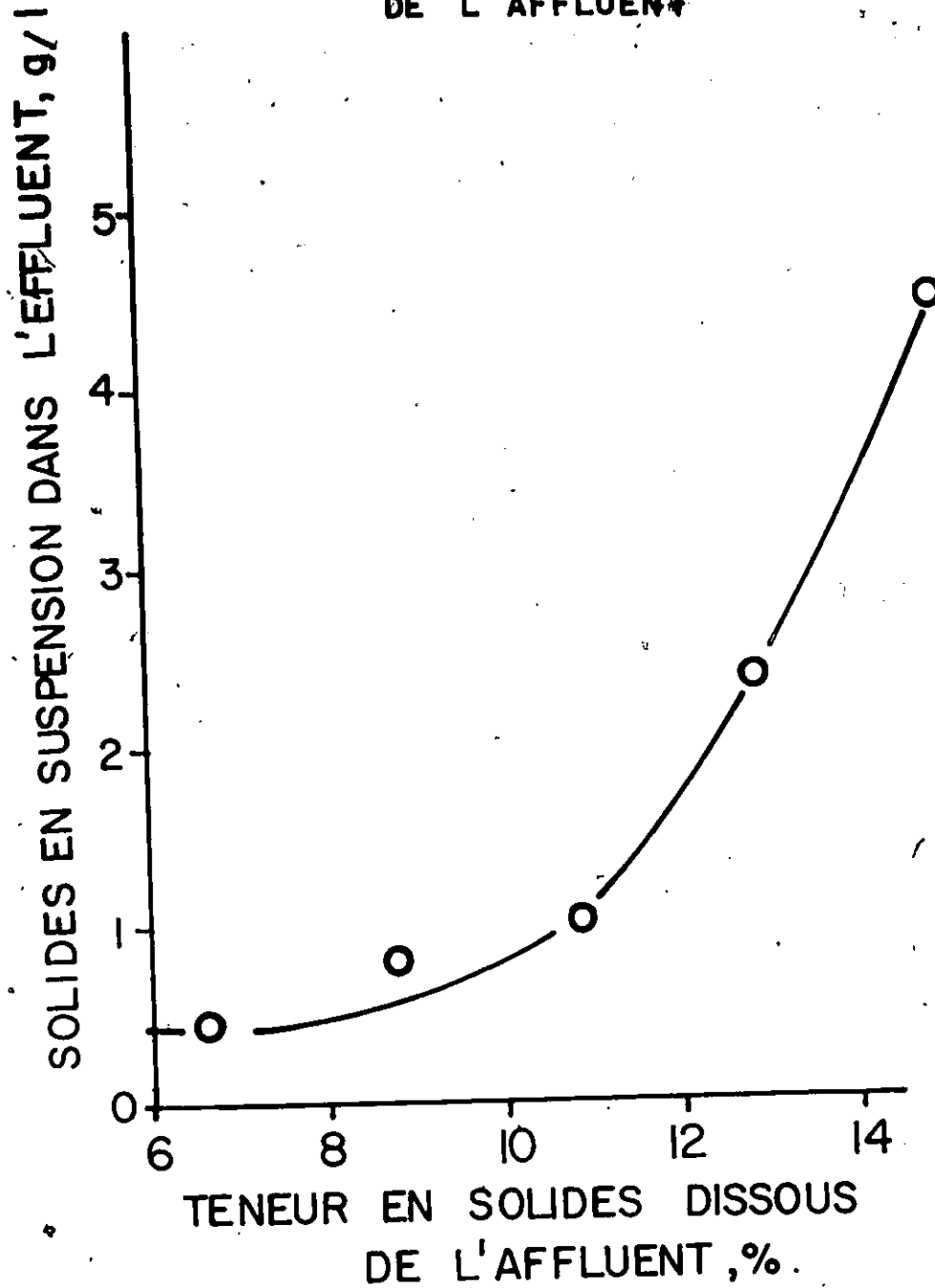


FIGURE 17: SERIE C : SOLIDES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT
EN FONCTION DE LA TENEUR EN SOLIDES DISSOUS
DE L'AFFLUENT



tions soit de l'instabilité qui a caractérisé cette série d'expériences. Une instabilité trop forte résulte en une impossibilité d'évaluation du système avec des critères de régime stationnaire, mais comme nous l'avons fait remarquer plus haut, les différents tests donnent lieu à des résultats plus stables que la concentration des boues dans les réacteurs. Les caractéristiques de mauvaise décantation des boues à ces teneurs élevées de liqueur confirment les résultats de littérature: Jones (53) et Eckenfelder (55) rapportent que les déchets riches en hydrates de carbone ont tendance à produire des boues gonflées pauvrement décantables. Forster (65) rapporte la même constatation que l'indice des boues (SVI) augmente avec la composition en H.C. Les boues entraînées par l'effluent contribuent à augmenter la demande en oxygène de cet effluent.

Des études dans nos laboratoires sur la décantation normale et la décantation à l'aide d'addition de produits chimiques sont faites pour résoudre ce problème. Cela pourra permettre de demeurer à des teneurs de liqueur résiduaire au moins aussi élevées qu'à la sortie des lessiveurs et compter sur une bonne décantation et d'assez bonnes performances de traitement biologique.

L'analyse statistique des résultats de la série D permet de penser que les pourcentages d'enlèvement diffèrent d'une façon significative du réacteur 1-D au réacteur 3-D pour la DBO_5 et pour les Hydrates de Carbone

et qu'aucune différence significative n'est à noter à partir du réacteur 3-D à 5-D. Les pourcentages d'enlèvements de DTO ne sont significativement différents qu'entre les deux premiers réacteurs. On peut dire que l'efficacité d'enlèvement de DTO demeure presque constante à partir du deuxième réacteur. Les réacteurs étant numérotés dans l'ordre de croissance en concentration des solides biologiques volatiles et de décroissance du rapport F/M, on peut donc dire que le pourcentage d'enlèvement de DBO_5 et d'H.C. augmente avec la concentration des solides biologiques ou avec l'inverse du rapport F/M. Les pourcentages d'enlèvement moyens étant peu différents à partir du 3e réacteur à 4500 mg/l de SVSLM, on peut dire qu'il y a un plafonnement ou un amortissement du pourcentage d'enlèvement avec l'augmentation de la concentration de boues: la figure 18 (pourcentage d'enlèvement vs SVSLM) montre bien ce fait, et l'écart dans les pourcentages d'enlèvement est faible. Quand la concentration de boues volatiles maintenue quotidiennement dans les réacteurs passe de 1500 mg/l à 7500 mg/l, le pourcentage d'enlèvement passe de 55.5% à 64% pour la DBO_5 de 52 à 61% pour les hydrates de carbone (H.C.) et de 11 à 14% pour la DTO. Nous pouvons tenter d'expliquer cette tendance de l'efficacité d'enlèvement à plafonner avec l'augmentation de X_v : il est possible que pour deux réacteurs à concentrations différentes de boues que l'activité des microorganismes soit meilleure pour le réacteur contenant moins de boues. En effet, on peut voir du tableau 3 que les excès de boues produites par jour et par unité de microorganisme ont tendance à croître à mesure que X_v baisse et vice versa. Cela signifierait donc que la proportion en

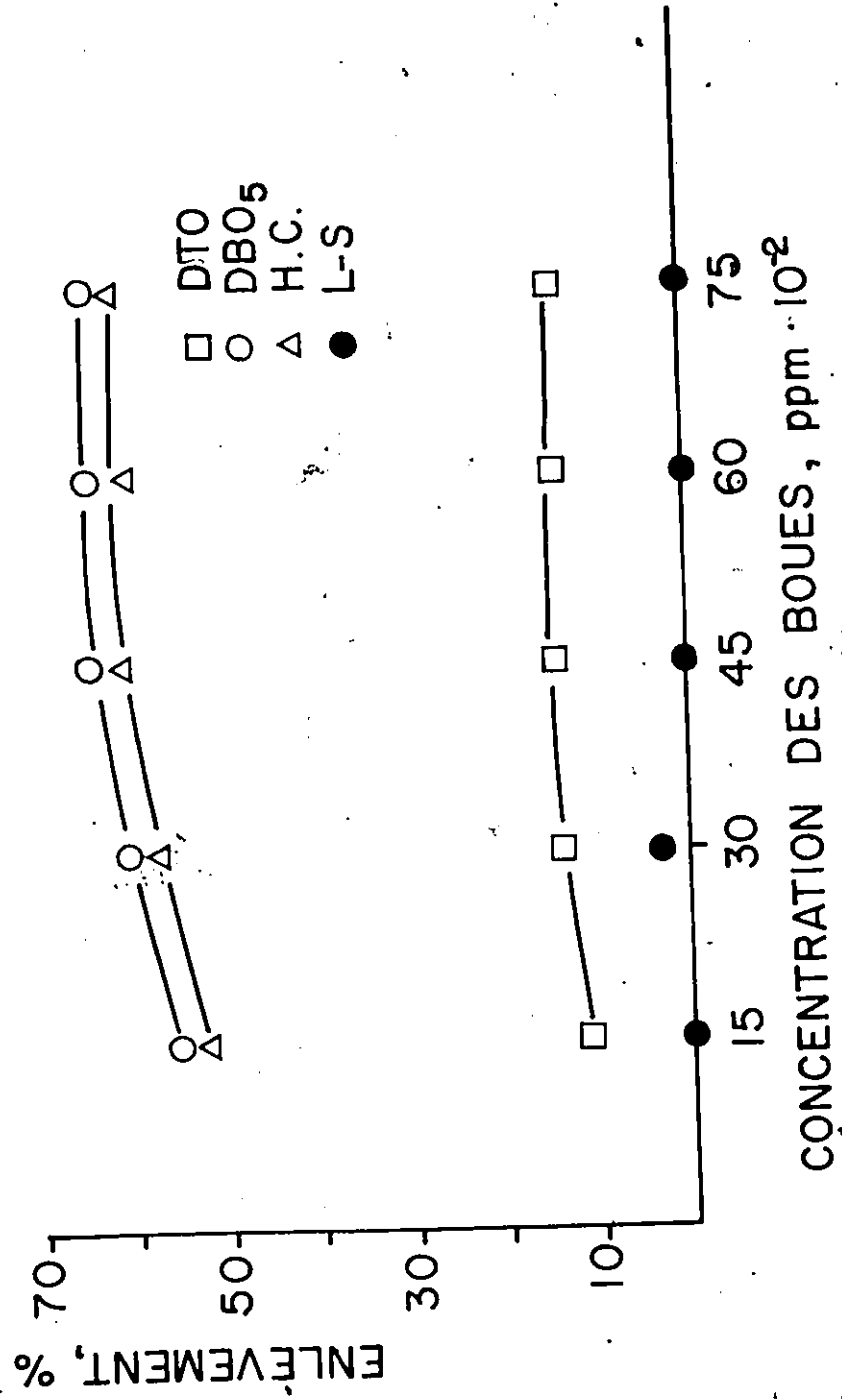


FIGURE 18: SERIE D: Enlèvement de DBO₅, DTO, H.C. et L-S en fonction de SVSLM.

boues neuves produites dans un réacteur à basse concentration de boues est plus forte que la proportion en boues neuves produites dans un réacteur à concentration de boues plus élevée: on peut comparer ici le réacteur à 3000 mg/l et le réacteur à 6000 mg/l; le premier réacteur à 3000 se comporte une partie de la journée comme étant à 4600 mg/l; le réacteur à 6000 mg/l se comporte durant le même temps comme ayant environ 7300 mg/l; donc le réacteur à 3000 mg/l contient environ 35% de boues nouvellement produites donc plus actives devant seulement 22% de boues neuves pour le réacteur à 6000 mg/l. L'âge des boues étant défini comme l'inverse de l'excès de boues; l'âge sera plus grand pour un excès plus petit, ou se basant sur les résultats expérimentaux, l'âge grandit avec l'augmentation de la concentration et on voit qu'il va de .92 à 6.2 jours dans cette série où la concentration de la masse biologique va de 1500 mg/l à 7500 mg/l. Cela confirme ce que Humenick et Ball (37) avancent: si deux unités de traitement A et B ont la même capacité volumétrique avec A contenant plus de solides en suspension, alors l'âge des boues dans A sera plus grand que l'âge des boues dans B à taux égal d'alimentation. L'âge des boues étant donc supérieur pour un réacteur plus concentré en boues, l'activité de ces boues peut être réduite et la littérature confirme ce fait: Nemerow (30) mentionne que les vieilles boues ont tendance à se minéraliser... résultant en un floc peu actif et Eckenfelder (31) de son côté rapporte que de hautes concentrations en solides à l'aération réduisent le pourcentage des microorganismes

actifs à cause de la masse non biodégradable accumulée; Bush, rapporté par Nemerow (30) résume ainsi la situation: l'activité optimale des boues activées requiert des boues jeunes, pouvant former un floc, dans leur phase logarithmique de croissance.

Il apparaît le long de toute cette étude que l'enlèvement de la demande totale en oxygène (DTO) est proportionnellement faible par rapport à l'enlèvement de la DBO_5 et des Hydrates de Carbone, comme dans l'étude antérieure. L'hypothèse attribuant ce fait à la présence des lignosulfonates dans la liqueur résiduaire demeure valable même pour des temps de détention atteignant cinq jours: une grande partie des lignosulfonates ne contribuant pas à la DBO_5 contribue à la DTO qui est une combustion chimique, rendant donc le pourcentage d'enlèvement de ce dernier inférieur à celui de la DBO_5 . Quiles-Mottiaux (21) a émis la même hypothèse en étudiant l'épuration biologique de la lessive au sulfite de sodium neutre. Tötterman (66) souligne encore le fait que la lignine a une très modeste contribution dans la DBO_5 pour la simple raison qu'il résiste à l'oxydation biologique. Le même auteur (66) rapporte que d'après certains chercheurs, la lignine n'est entièrement décomposée qu'après environ cinq mois. Nos résultats d'enlèvement de lignosulfonates témoignent pour les hypothèses faites: l'enlèvement de lignosulfonates est très faible dans la série A et C et inexistant dans la série D. Le manque d'enlèvement des lignosulfonates dans la série D se traduit par des pourcentages d'enlèvement

de DTO beaucoup plus faibles pour cette dernière que pour les séries A et C. Le pourcentage d'enlèvement des H.C. est très voisin de celui de la DBO_5 dans cette dernière série et soutient favorablement le fait que la DBO de cinq jours (DBO_5) dans cette série est essentiellement exercée par ces hydrates de carbone: tout se passe comme si - pour prendre un réacteur en exemple - les 61% des hydrates de carbone enlevés dans le réacteur à 7500 mg/l de SVS constituaient les 64% de la DBO_5 enlevée dans ce réacteur. Dans la série C, l'écart d'environ 12% entre les enlèvements de DBO_5 et des H.C. semble bien compensé par l'enlèvement additionnel de lignosulfonates.

Détermination des paramètres a et b

Nous avons expliqué plus haut que la charge en biomasse d'un système influence le taux de rejet de boues. Les deux paramètres caractérisant la production de boues sont les coefficients a et b de l'équation de bilan de biomasse. Les tableaux 1, 2, 3 montrent la quantité de boues produites (ou excès de boues): l'excès de boues par unité de volume de réacteur et par jour $\Delta X_v/V$ et l'excès de boues par unité de volume de réacteur et par jour et par unité de masse biologique $\Delta X_v/V/X_v$. Pour évaluer les deux termes, il faut faire le bilan en tenant compte de la perte de boues par l'effluent quand celle-ci n'est pas négligeable. Dans notre étude, cette perte est assez considérable et nous en avons tenu compte. On trouvera un échantillon de calcul de $\Delta X_v/V/X_v$ en appendice I. L'excès de boues journalier est donné par la somme des pertes journalières de boues, du rejet de boues intentionnel

journalier et de la quantité de boues dans le réacteur. L'excès est obtenu d'abord pour un volume de dix litres de réacteur et comme on assume qu'aucune production sensible ne se fait dans la chambre de décantation, on corrige cet excès pour ne tenir compte que de la chambre d'aération dont le volume est d'environ 7.8 litres. Autrement dit on considère que toute la quantité de boues en excès n'a été produite que dans la chambre d'aération. Cependant, on peut admettre qu'une partie de cet excès est produite dans la chambre de décantation où le séjour est assez long (entre 13 et 24 heures). Pour obtenir $\Delta X_v/V/X_v$, on divise le terme $\Delta X/V$ par la concentration de boues à maintenir quotidiennement dans le réacteur. On peut voir aussi sur les tableaux 1, 2, 3, les valeurs déterminées du taux d'enlèvement de substrat par jour et par mg de masse biologique $24 (S_o - S_e)/X_v t$. On peut voir de l'équation de bilan de biomasse (équation 5a) que la construction graphique de $\Delta X_v/V/X_v$ en fonction de $24 (S_o - S_e)/X_v t$ donne lieu à une droite dont la pente représente le coefficient a et l'ordonnée à l'origine en valeur absolue b. Pour construire de telles droites nous avons fait une étude de régression à partir des valeurs expérimentales obtenues pour $\Delta X_v/V/X_v$ et $24 (S_o - S_e)/X_v t$. Les paramètres a et b sont dans cette étude par ordinateur le coefficient B(1) pour a et le coefficient B(0) en valeur absolue pour b. On pourra voir un échantillon de résultats de ce programme en appendice J. L'analyse est basée sur la DBO_5 , la DTO, et les H.C. Un coefficient de corrélation supérieur à 80% dans tous les cas et supérieur à 95%

dans les séries A et D indique ainsi un niveau de confiance assez élevé pour qu'il y ait une association linéaire entre $\Delta X_v/V/X_v$ et $24 (S_o - S_e)/X_v t$. Les figures 19, 20, 21 représentent les droites ainsi obtenues par ajustement pour les trois séries d'expériences A, C, D. Le tableau 4 donne les valeurs de a et b avec leur intervalle de confiance à 95%. Les valeurs de a et b se comparent d'une façon favorable aux valeurs de littérature rapportées sur le tableau 5 et les valeurs de a basées sur la DTO et les hydrates de carbone concordent assez bien avec celles basées sur la DBO_5 . La valeur de b a fluctué beaucoup d'une série à l'autre: on voit par exemple que b est plus fort dans la série C que dans les séries A et D. Il est possible que cette forte autooxydation dans la série C soit due à une certaine inhibition du substrat: les microorganismes trouvent une source alimentaire plus accessible dans leurs semblables; l'autooxydation est ainsi rendue assez compétitive avec la bioconversion du déchet; ou tout simplement, ce qui est plus probable, la lyse des microorganismes est plus forte due à cette inhibition par la liqueur résiduaire concentrée. Nous reviendrons plus loin sur l'hypothèse d'une certaine inhibition par les concentrations élevées de la liqueur résiduaire au bisulfite. Malgré cette variation de b d'une série à l'autre, les valeurs obtenues sont comparables à celles de la littérature prises de différentes sources (tableau 5). L'étude antérieure de Lo et al (10) donnait des résultats similaires.

TABEAU 4

Constantes a et b

Constantes	a			b		
	DBO ₅	DTO	H.C.	DBO ₅	DTO	H.C.
Base						
Série A	.34 ± .07	.39 ± .07	.5 ± .1	.16 ± .09	.21 ± .08	.27 ± .1
Série C	.42 ± .36	.22 ± .27	.43 ± .43	.36 ± .56	.35 ± .76	.46 ± .75
Série D	.46 ± .06	.74 ± .12	.32 ± .04	.085 ± .09	.14 ± .11	.087 ± .085

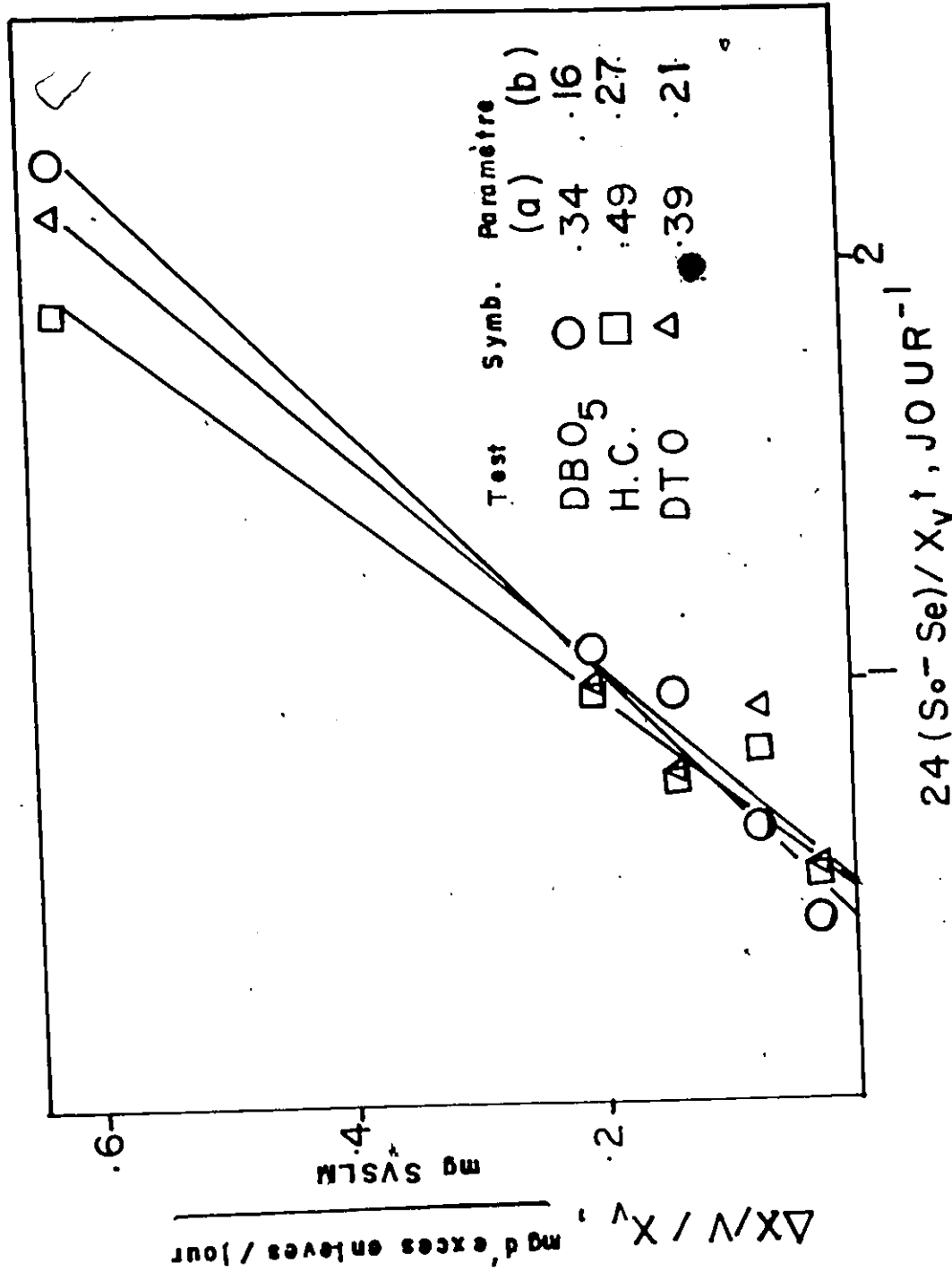


FIGURE 19 : SERIE A: Détermination des constantes a et b.

FIGURE 20: **SERIE C : DÉTERMINATION DES CONSTANTES a ET b**

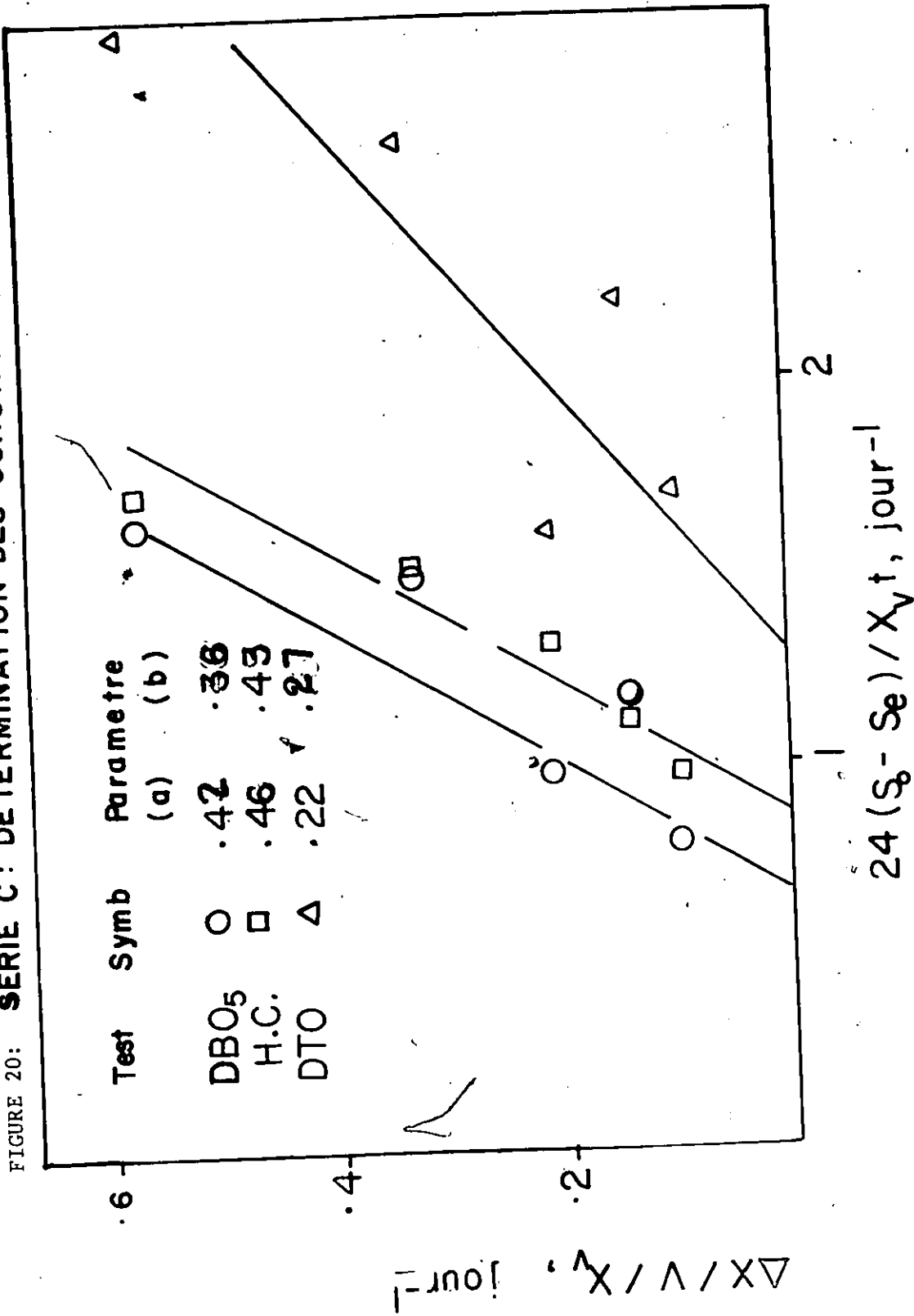
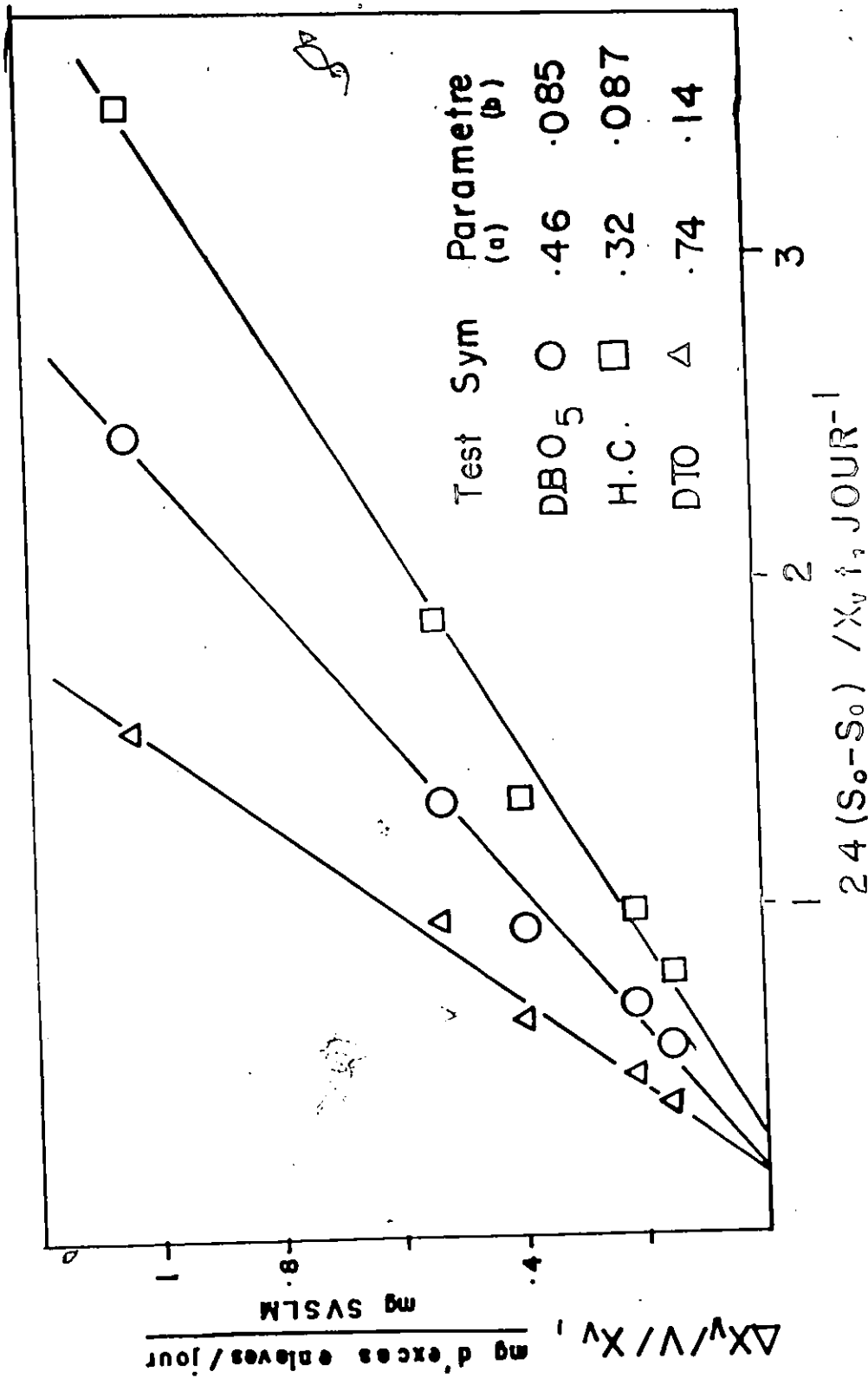


FIGURE 21: SERIE D : DETERMINATION DES CONSTANTES a ET b



Détermination des paramètres permettant d'estimer les besoins en
oxygène: paramètres a' et b'

Pour déterminer a' et b' , il est nécessaire de connaître le taux d'utilisation de l'oxygène (r) et on sait qu'on obtient ce dernier de l'équation $r = K_L a (C_{sw} - C_L)$.

Il importe donc de trouver le coefficient de transfert global $K_L a$ par des tests additionnels. Nous avons indiqué comment procéder en appendice G. Les résultats de cette étude sur le transfert de l'oxygène se retrouve aux figures 22 et 23. On dispose ainsi des valeurs $K_L a$ en fonction du débit d'air pour la liqueur résiduaire à 6% en solides dissous. Les valeurs de $K_L a$ ainsi trouvées nous permettent d'estimer r qu'on peut retrouver sur les tableaux 1 et 3 pour la série A et D. L'étude antérieure à des basses teneurs de liqueur et notre étude à la teneur de liqueur à 6% montrent que le coefficient $K_L a$ varie avec la teneur dans le même sens. Ne disposant pas de réserves suffisantes de liqueur concentrée, nous n'avons pas été en mesure d'établir les coefficients $K_L a$ pour des teneurs de liqueur allant jusqu'à 15% en solides dissous. Nous n'avons donc pas les valeurs du taux de respiration dans la série C et ne sommes pas en mesure de déterminer les paramètres a' et b' pour la série C.

La construction graphique de $\frac{24r}{X_V}$, taux de respiration en fonction de $24(S_0 - S_e)/X_V$ a été faite à l'aide de l'analyse de régression linéaire simple et donne une droite dont la pente est a' et l'ordonnée à l'origine b' . Ces deux paramètres sont les coefficients de régression

FIGURE 22: DETERMINATION DU COEFFICIENT K_L

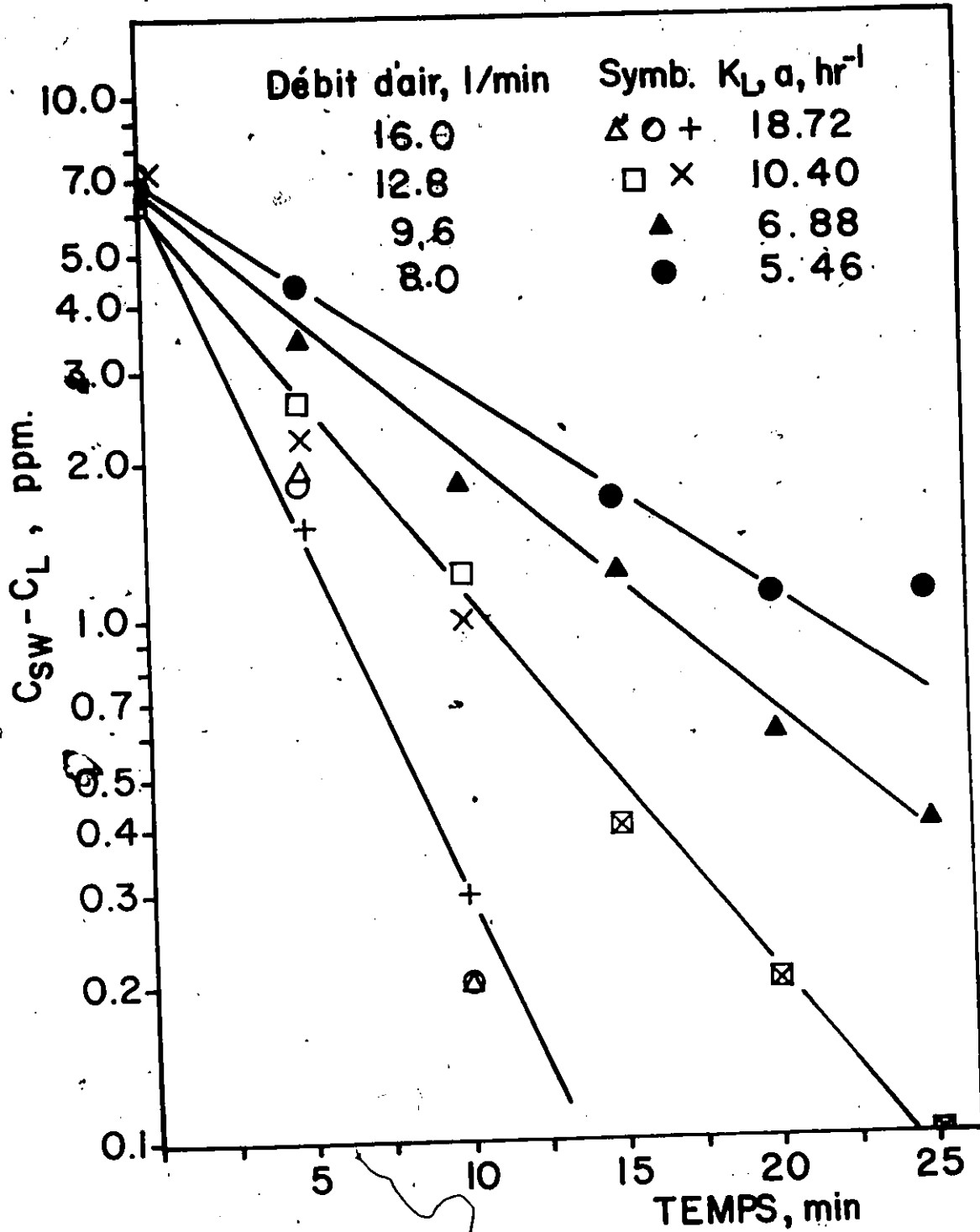
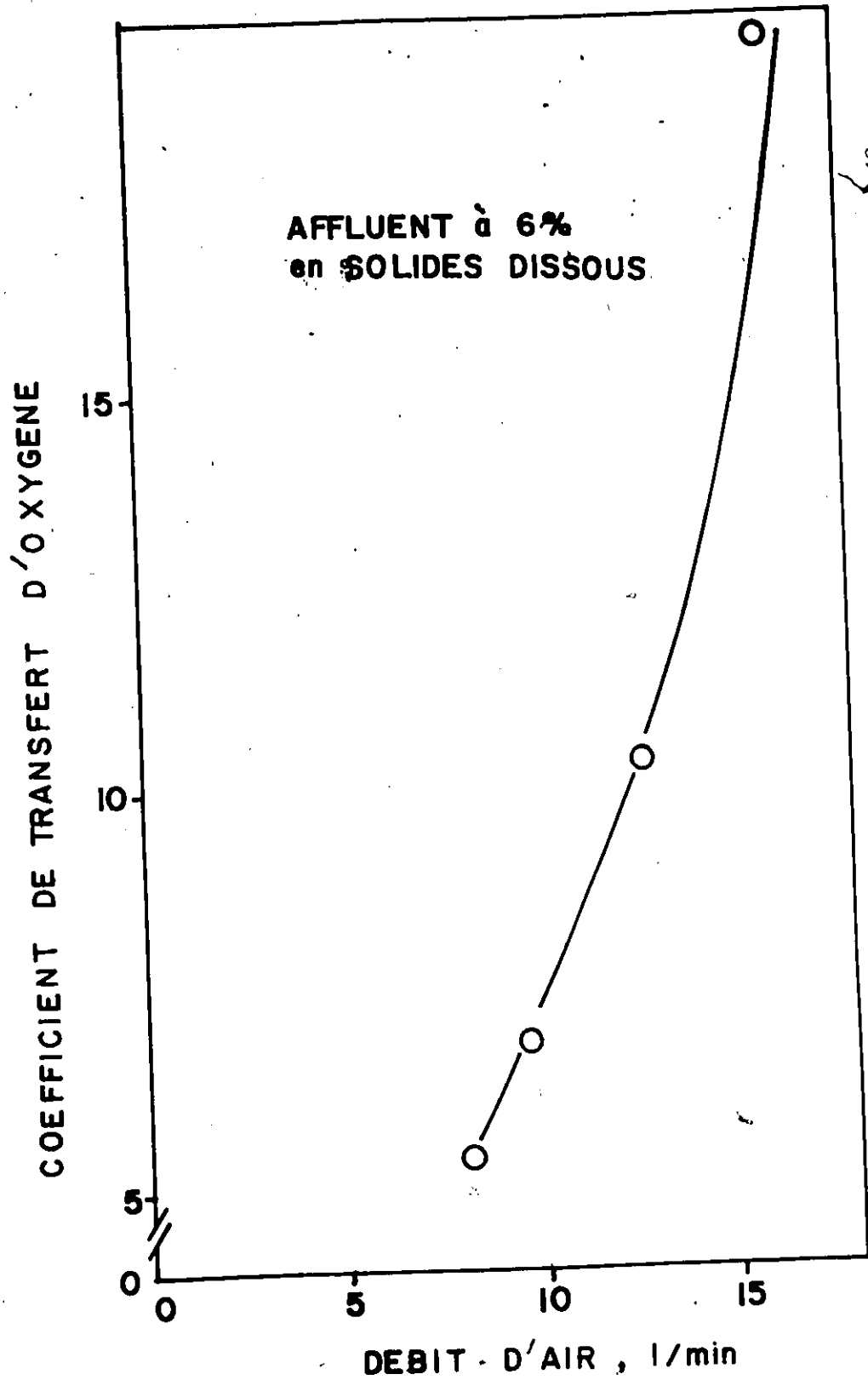


FIGURE 23: TRANSFERT D'OXYGENE vs DEBIT D'AIR



référés comme B(1) et B(0) dans les résultats obtenus par ordinateur: (voir appendice J). Un coefficient de corrélation supérieur à 90% dans la série A et supérieur à 95% dans la série D semble indiquer une confiance assez élevée pour qu'il y ait une association linéaire entre le taux de respiration $\frac{24r}{X_v}$ et le taux de biodégradation $24 (S_o - S_e)/X_v t$. Les graphiques donnant a' et b' pour les séries A et D se retrouvent sur les figures 24 et 25. Le tableau 6 résume les valeurs de a' et b' et leur intervalle de confiance à 95%. On peut voir que les valeurs de a' de la série D sont supérieures à celle de a' de la série A. Cela pourrait signifier une plus forte utilisation d'air pour la synthèse dans la série D. Des valeurs de $.1 \pm .07$ et $.54 \pm .08$ pour a' basées sur la DBO_5 comparativement aux valeurs entre .65 et .80 trouvées pour des déchets de pâtes Kraft et de blanchiment peuvent signifier une plus basse consommation d'oxygène pour la synthèse dans notre étude. Les valeurs de a' trouvées se comparent bien avec celles publiées pour déchets chimiques et pétrochimiques se situant entre 0.31 et 0.72 (31). Les valeurs de b' se comparent bien avec celles de l'étude antérieure (4) et celles de la littérature (tableau 5). La différence du taux de respiration semble due à une différence écologique dans les deux séries A et D et nous reviendrons sur ce point.

Taux d'utilisation du substrat et constante de taux k.

Nous avons souligné dans la revue de littérature que des mélanges de déchets contenant plusieurs substrats donnaient lieu à différents

TABLEAU 5: Valeurs de a, b, a', b' et k tirées de la littérature.

Origine	Ref	Base	a	b, jour ⁻¹	a'	b', jour ⁻¹	k jour ⁻¹
McKinney, McKinney & Coten	12	DBO ₄	.47	.478			
McKinney, McKinney & Coten	12	DBO ₅	.7				
Reynold & Yang	12	DBO _u	.39	.254			
Reynold & Yang	12	DBO ₅	.6				
Servizi & Bogan: pour H.C.	12	DBO _u	.38				
"	12	DBO ₅	.6				
Servizi & Bogan: pour arom. & acides aliph.	12	DBO _u	.34				
"	12	DBO ₅	.5				
Heukelekian et al, Gellman & Heukelekian, Sawyer	12	DBO _u	.34				
Les mêmes auteurs	12	DBO ₅	.5				
Burkead & McKinney pour les H.C.	12	DBO _u	.53				
"	12	DBO ₅	.8				
les mêmes auteurs pour les non H.C.	12	DBO _u	.38				
"	12	DBO ₅	.5				
Hoover & Porges	12	DBO ₅	.5				
H.C.	25, 26	DBO ₅	.5-.7				
Déchets de pâtes Kraft & blanchiment	31	DBO ₅	.5	.08	.65-.8		
Liqueur résiduaire au sulfite	8, 55	DBO ₅	.55				
Liqueur résiduaire au bisulfite	10	DBO ₅	.336	.125	.113	.11	6x10 ⁻⁴
Déchets chim. & pétrochim.	10	DTO	.12	.200			
	10	H.C.	.308	.100			
	31	DBO ₅	.31-.72	.05-.18	.31-.72	.05-.18	.0029-.018
Environmental Engineers' Handbook	60		.15-.6	.1			

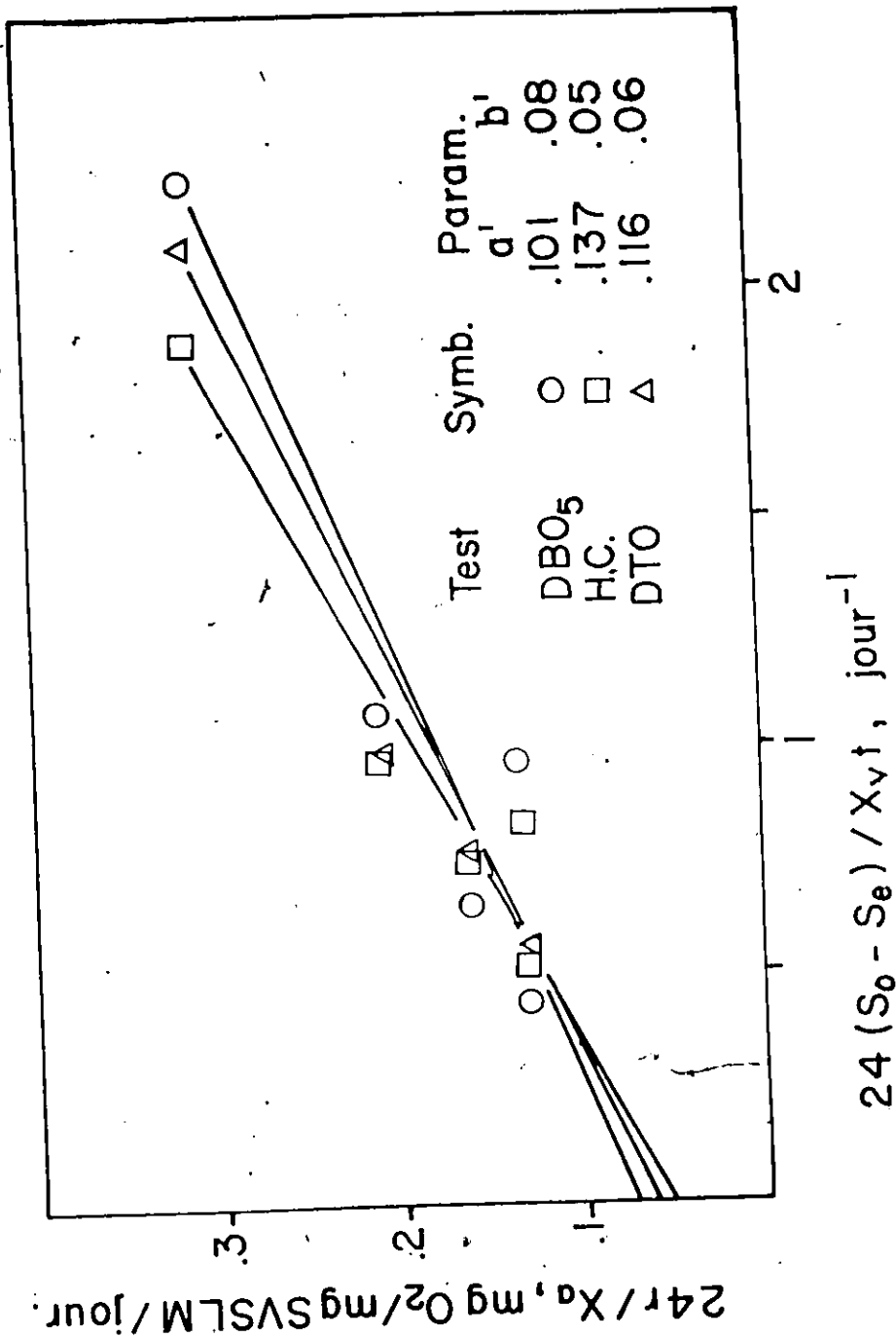


FIGURE 24: SERIE A: Détermination des constantes d'aération.

FIGURE 25:
SÉRIE D: DETERMINATION DES CONSTANTES D'ABRATON

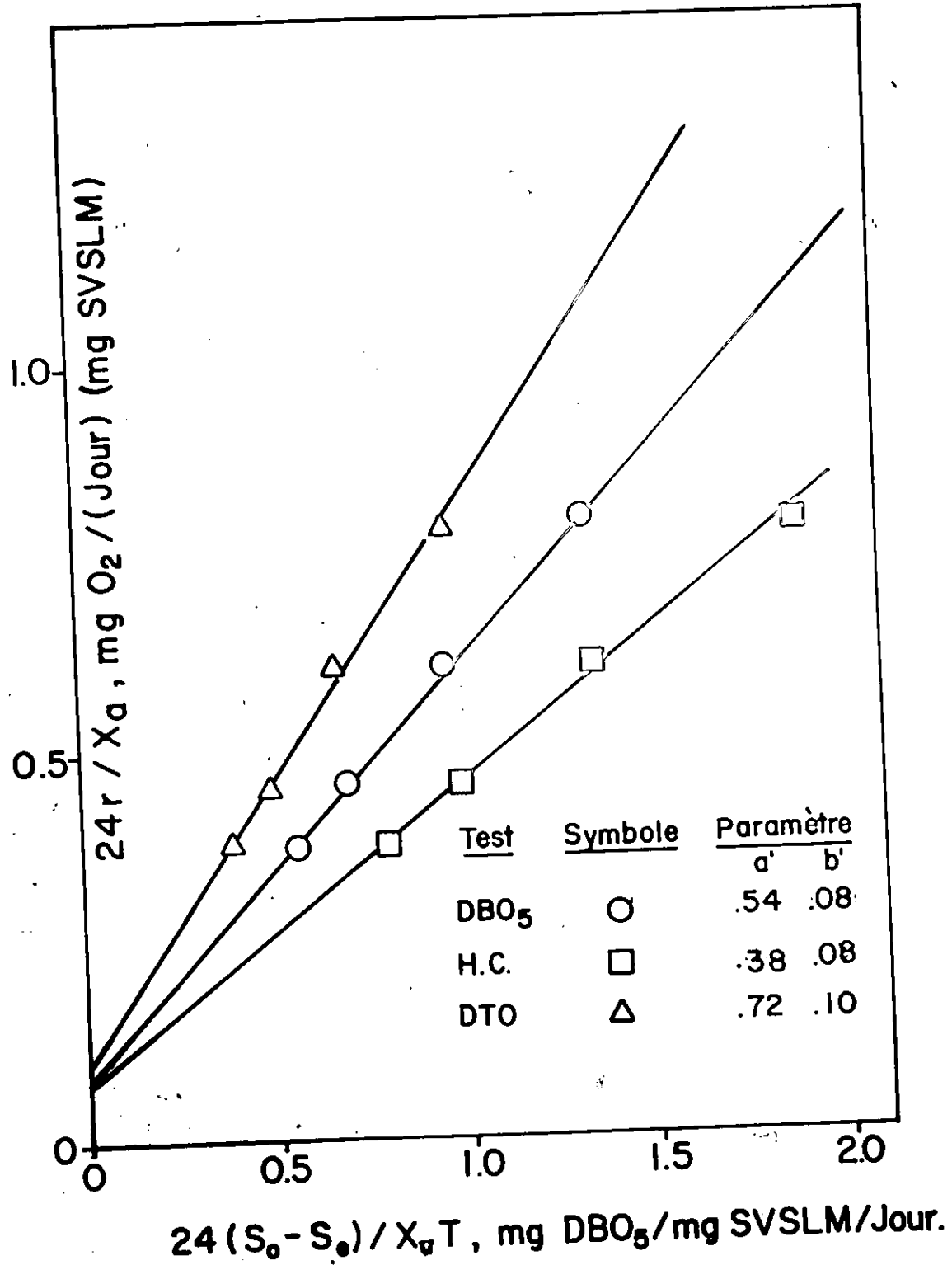


TABLEAU 6: Constantes a' et b'

Constantes	a'			b'		
	DBO ₅	DTO	H.C.	DBO ₅	DTO	H.C.
Base						
Série A	.1 ± .07	.12 ± .08	.14 ± .08	.08 ± .09	.06 ± .09	.05 ± .087
Série D	.54 ± .08	.72 ± .15	.38 ± .06	.08 ± .07	.11 ± .10	.08 ± .07

taux de réaction et que l'effet combiné engendrait ainsi un taux moyen pouvant être rapproché par une certaine cinétique d'utilisation du déchet. Eckenfelder (31) rapporte qu'on peut rapprocher cette cinétique à une cinétique du premier ordre ou du deuxième ordre par rapport à l'utilisation de substrat. Si le premier ordre est applicable, on obtient alors une constante de taux moyenne k d'utilisation du substrat. Nous avons tenté de déterminer la constante k pour les séries d'expériences A, C et D, à partir de l'équation de cinétique du premier ordre ainsi établie (eq. 11 c): $(S_o - S_e)/X_v t = k S_e + y$ où y est mis pour tenir compte de la fraction de matière organique non enlevable (56). En portant en graphique $(S_o - S_e)/X_v t$ en fonction de S_e , on obtient k comme pente et y comme ordonnée à l'origine de la droite qui doit en découler si l'hypothèse d'une cinétique du premier ordre est valable. Le coefficient de corrélation obtenu est supérieur à 70% dans la série A, supérieur à 80% dans la série C et supérieur à 90% dans la série D. Il semble alors qu'il y a plus d'association linéaire entre les deux variables $(S_o - S_e)/X_v t$ et S_e dans la série D que dans les autres et que l'association linéaire est meilleure dans la série C que dans la série A. Nous allons procéder plus en détail. Basé sur la DBO_5 , l'ajustement par des droites semble acceptable pour les trois séries d'expériences A, C et D. On peut voir le graphique à la figure 26. Basé sur les hydrates de carbone (figure 27), l'ajustement par la méthode des moindres carrés donne des droites dans le cas de la série C et D, mais dans la série A, un tel ajustement avec les points

FIGURE 26: CONSTANCE DE TAUX D'ENLEVEMENT DE DBO_5

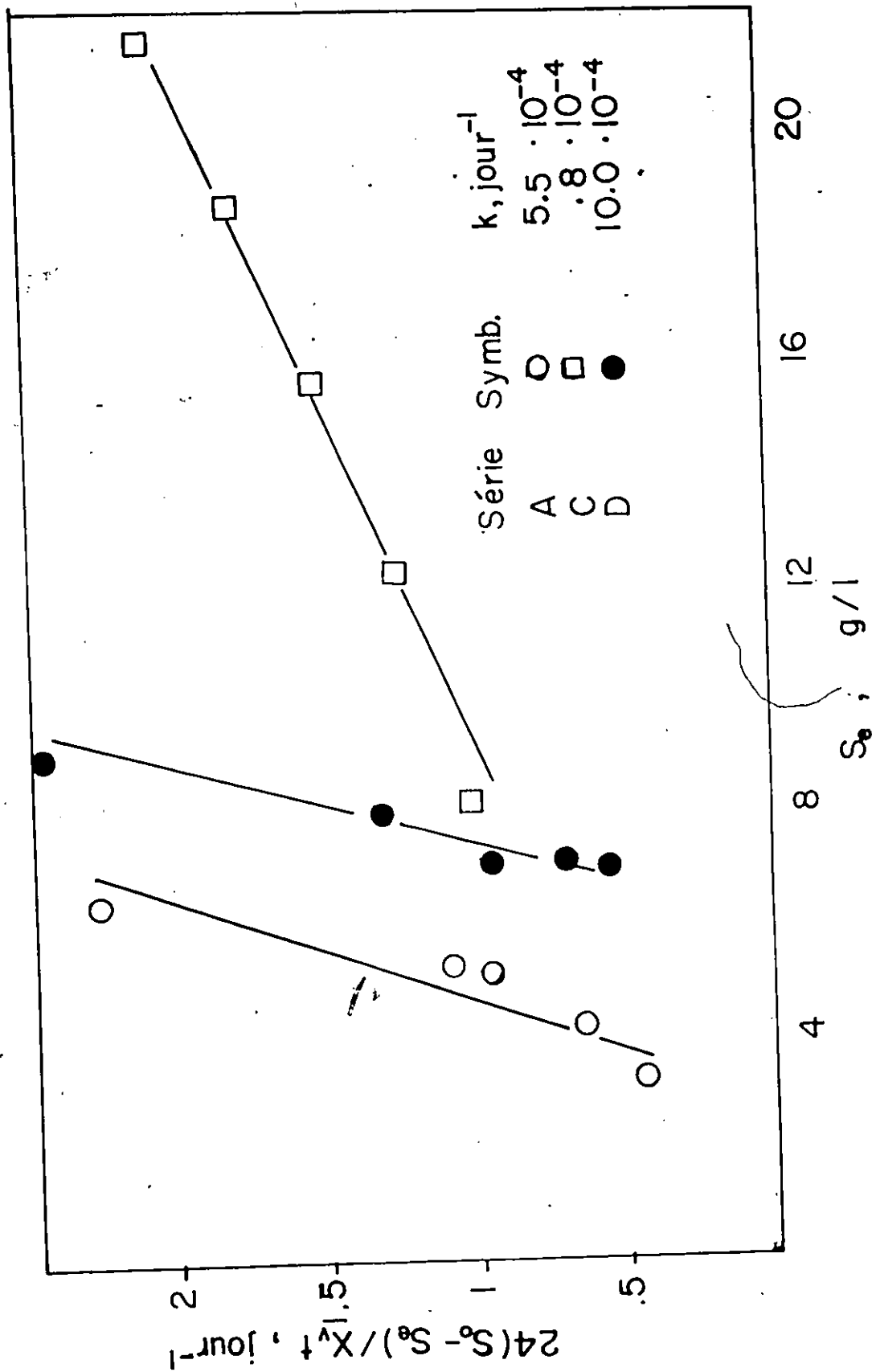
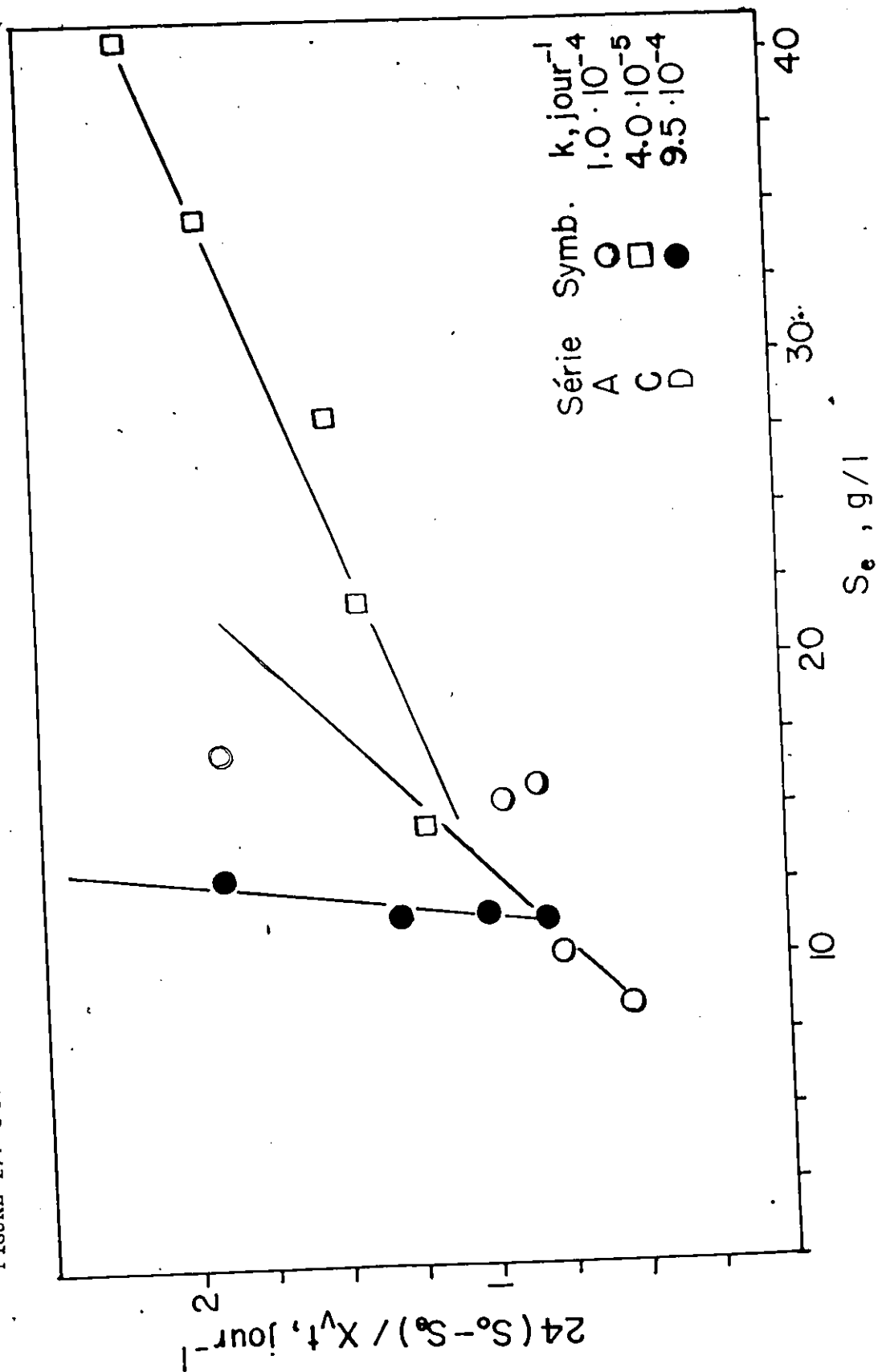


FIGURE 27: CONSTANCE DE TAUX D'ENLÈVEMENT DES HYDRATES DE CARBONE

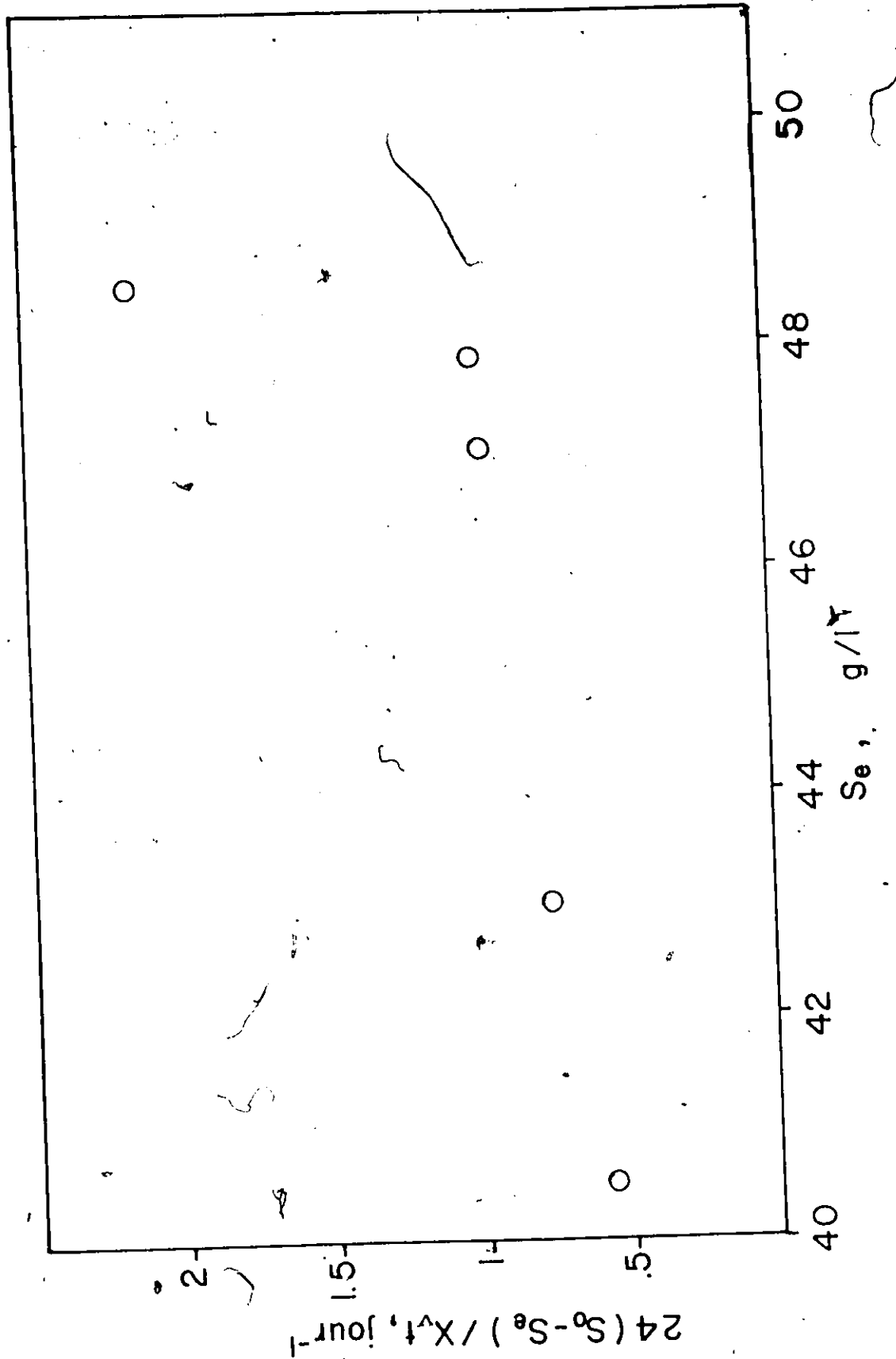


des cinq réacteurs ne semble pas convenable. Les valeurs de k et y correspondants sont celles obtenues de l'analyse de régression tenant compte des cinq réacteurs. C'est bien dans ce cas où le coefficient de corrélation est le plus bas 74% indiquant plus de doute dans l'association linéaire.

Quant à la DTO, la distribution des points sur le graphique ne nous permet pas l'ajustement par des droites dans la série A et D (cf figures 28 et 29). En excluant le point du réacteur 2-C, l'ajustement par une droite basé sur les points des quatre autres réacteurs est assez précis. Nous faisons constater plus haut que l'efficacité d'enlèvement de matière organique est basse dans le réacteur 2-C c'est ce qui nous amène à mettre à l'écart le point de ce réacteur pour avoir une meilleure idée de la valeur de k dans la série C à partir des quatre autres points. On peut le voir sur la figure 30.

Les valeurs de k qu'on pourra retrouver sur le tableau 7 diffèrent d'une série à l'autre: deux fois plus grande basée sur la DBO_5 et six fois plus grande basée sur les H.C. pour la série D que pour la série A. La valeur de k pour la série C est environ treize fois plus basse quant à la DBO_5 et environ 27 fois plus basse quant aux H.C. que pour la série D. La valeur de k plus faible dans la série C que dans les autres séries semble attribuable à des concentrations plus hautes de liqueur ralentissant ainsi l'utilisation de la liqueur résiduaire. On peut donc parler d'inhibition par la liqueur

FIGURE 28: SERIE A: CONSTANCE DE TAUX D'ENLEVEMENT DE DTO



SERIE D: CONSTANCE DE TAUX D'ENLEVEMENT DE DTO

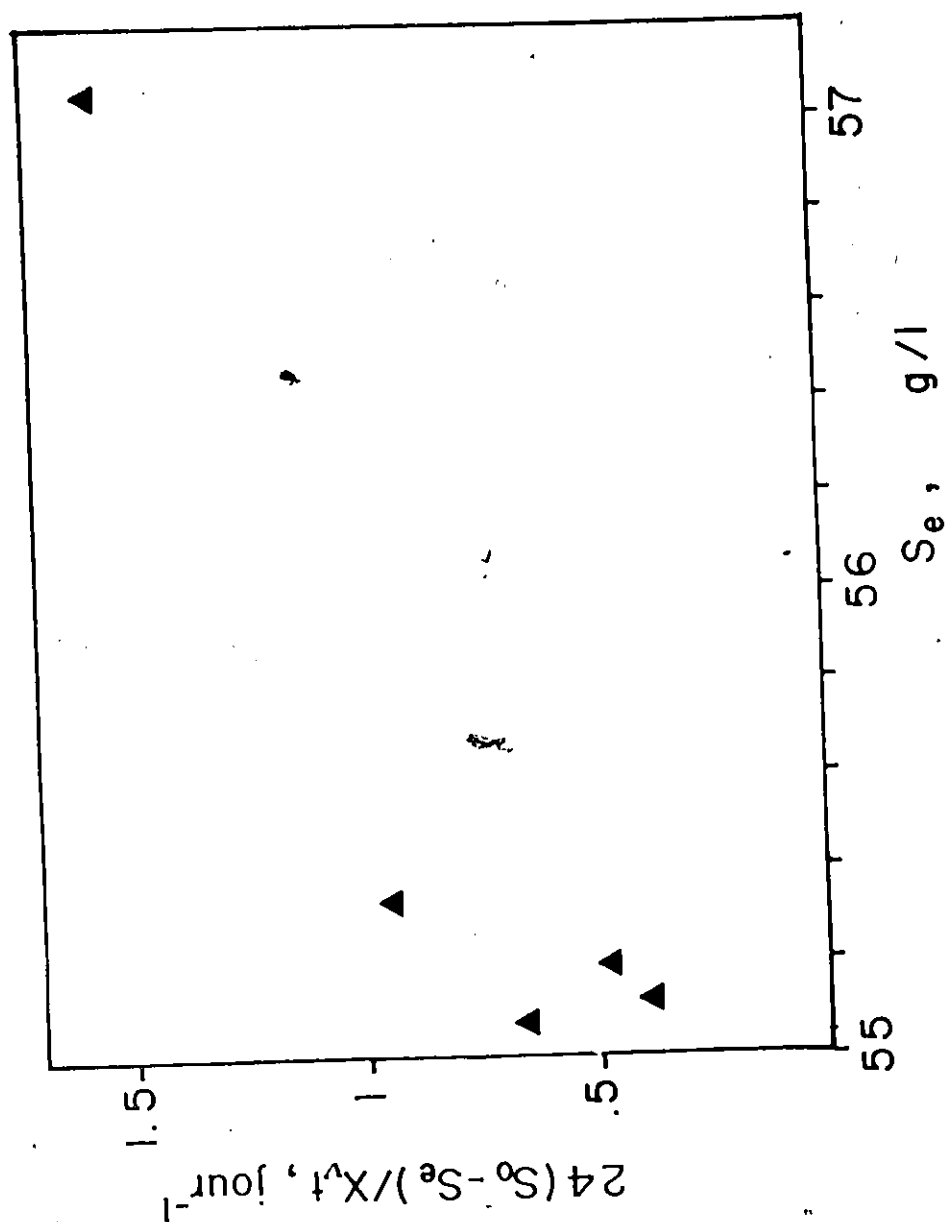


FIGURE 29 : SERIE D: Constance de taux d'enlèvement de DTO.

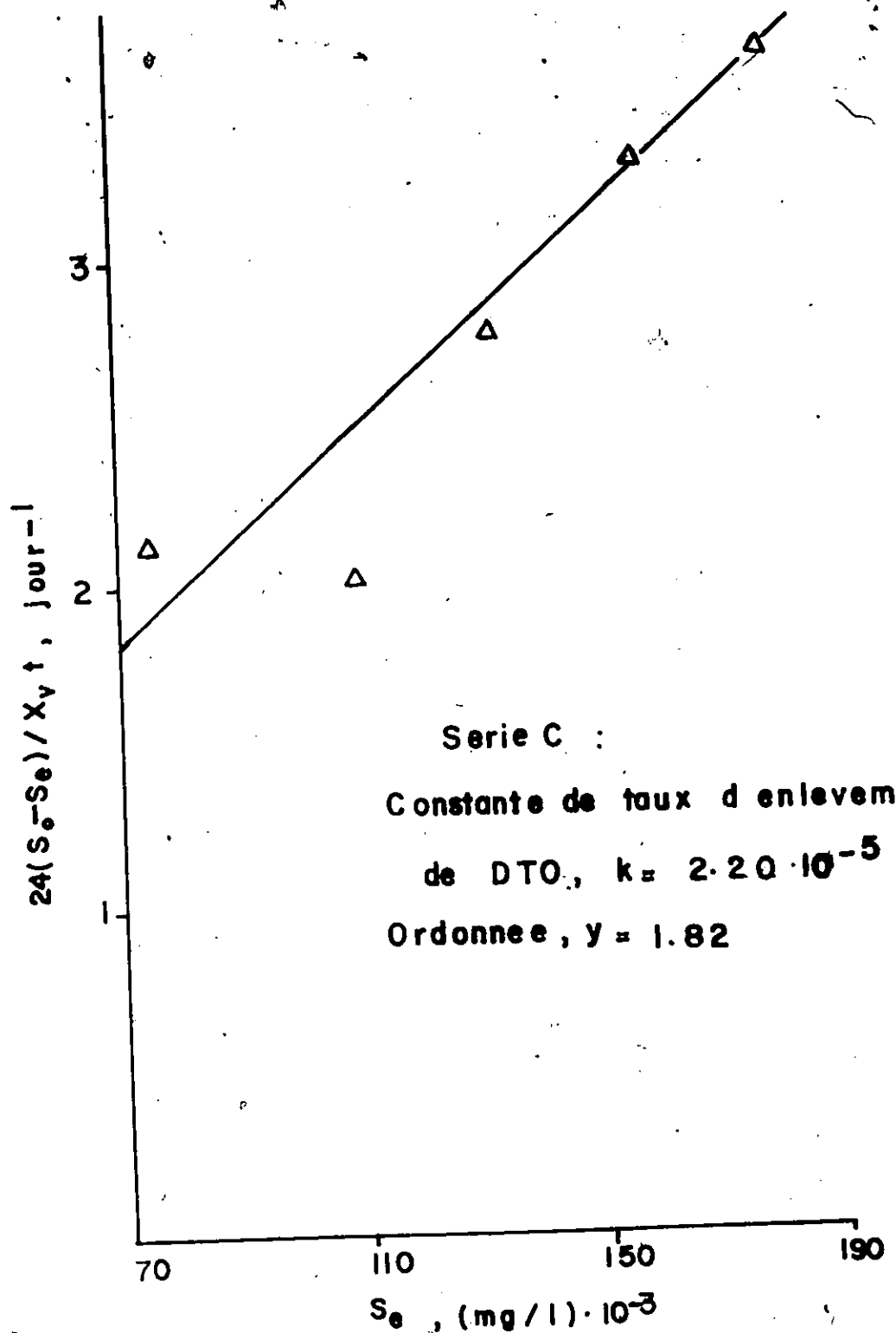


FIGURE 30: SERIE C: Constante de taux d'enlèvement de DTO.

TABIEAU 7: Valeurs de la constante k

Constante	Constante k			Ordonnée à l'origine y			
	DBO ₅	DTO	H.C.	DBO ₅	DTO	H.C.	
Base							
Série A	$5.5 \times 10^{-4} \pm 3.2 \times 10^{-4}$	$1.2 \times 10^{-4} \pm 3.2 \times 10^{-4}$	$1 \times 10^{-4} \pm 3.2 \times 10^{-4}$	-1.57 ± 2	-4.5 ± 10	$-.37 \pm 2.3$	
Série C	8×10^{-5}	2×10^{-5}	4×10^{-5}	$.32 \pm .22$	$.70 \pm 1.47$	$.65 \pm .20$	
Série D	10×10^{-4}	5×10^{-4}	9.5×10^{-4}	-6.4 ± 2.8	-27.6 ± 22.4	-10 ± 4.6	

résiduaire, et une telle hypothèse s'appuie sur les constatations d'Edwards (28) que parmi les multitudes d'effets inhibiteurs que peuvent présenter les substrats, un excès d'hydrate de carbone altère le métabolisme des microorganismes aérobiques. Une telle inhibition a donc été modérée, puisque dans la série C, nous avons pu conduire les opérations avec des productions d'excès de boues, ce qui montrerait que l'altération n'a pas été complètement fatale. La valeur inférieure de k dans la série A par rapport à celle de la série D peut s'expliquer en se fondant sur la théorie émise par Stensel et Shell (41): des rapports F/M donnant lieu à des valeurs plus basses d'âges de boues prédisent un taux d'utilisation de substrat plus grand par unité de masse biologique; or dans les séries A et D, on constate que pour un même rapport F/M, l'âge des boues dans la série A est supérieur à celui dans la série D (voir ces valeurs sur les tableaux 1, 2, 3), justifiant un taux d'utilisation de substrat plus élevé dans la série D. La différence des âges de boues pour un même rapport F/M dans les deux séries peut s'expliquer par l'hypothèse d'une différence écologique pouvant provenir d'une différence dans les liqueurs résiduaire des deux séries ou plus probablement de la différence d'aération. En effet les taux d'utilisation d'oxygène dans la série D sont comme nous l'avons mentionné plus haut, supérieurs à ceux de la série A, renforçant l'hypothèse d'une différence écologique. Rapprochant le taux d'utilisation de substrat et le pourcentage d'enlèvement (efficacité), on note que, même si le taux d'enlèvement est infé-

rieur dans la série A à celui de la série D, la biodégradation de la matière organique va plus loin dans cette première série, autrement dit l'oxydation est plus lente mais aussi plus effective dans la série A. On peut attribuer cette différence de capacité d'oxydation à une différence d'agents oxydants, les microorganismes. En effet, c'est un fait bien connu en microbiologie, que dans une culture mixte, un ou plusieurs types d'organismes finissent par prédominer si les conditions environnementales les favorisent plus que leurs compétiteurs et parmi ces facteurs on peut citer la composition du milieu, l'aération, le pH, la température, la pression osmotique et la tension superficielle (67). Thabaraï et Gaudy (50) ont montré que le changement d'aération peut amener une modification écologique dans un système d'épuration biologique, or l'aération était plus intense dans la série D. L'argument qui plaide définitivement en faveur d'une modification due à la différence d'aération est cette constatation faite par Eckenfelder (31) qu'on peut interpréter ainsi: à mesure que l'aération s'intensifie, elle banit du système certaines espèces plus effectives des bactéries et encourage la croissance rapide d'autres espèces telles que les bactéries filamenteuses peu effectives dans l'utilisation du substrat. Or les bactéries les plus effectives dans l'épuration biologiques sont en partie formées de bactéries facultatives. Dans la série A on peut supposer que l'aération modérée permettait une meilleure symbiose entre bactéries aérobiques et facultatives, donc une meilleure oxydation, alors que l'aération plus intense dans la série D aurait

éliminé du système une partie de ces agents épurateurs. Ryder (64) fait cette constatation qu'en contrôlant l'oxygène dissous à des niveaux bas entre 0.75 et 1 mg/l on peut réduire le nombre des organismes filamenteux que nous soupçonnons être ceux qui ont prédominé dans la série D. Les observations au microscope indiquent des organismes similaires, mais cela est plus subtil qu'une simple observation au microscope: une analyse plus systématique de la population aurait probablement permis de différencier les espèces prédominantes dans les séries d'expériences.

CHAPITRE V

CONCLUSION

La possibilité de traiter biologiquement la liqueur résiduaire concentrée (6 à 15% en solides dissous) de cuisson au bisulfite a été démontrée. L'augmentation du rapport F/M entraîne des réductions dans l'efficacité d'enlèvement de la matière organique: Par contre la quantité totale d'enlèvement par unité de temps, mesuré par les quatre tests (DBO_5 , DTO, H.C., L-S) augmente avec la concentration de la liqueur résiduaire utilisée. Des pourcentages d'enlèvement de DBO_5 de l'ordre de 55 - 80% vont nécessiter l'utilisation de deux stages en série pour pouvoir obtenir des enlèvements suffisants pour se conformer aux nouvelles lois anti-pollutions. Le problème d'entraînement des boues, présentement sous étude, devra être solutionné économiquement pour que ce type de traitement puisse avoir un avenir commercial.

Les informations obtenues de l'étude antérieure et nos résultats nous permettent actuellement de penser que, pour une épuration biologique par boues activées avec de l'air pour aération, les conditions suivantes sont assez optimales et permettront de compter sur des pourcentages d'enlèvement de DBO_5 supérieurs à 50%:

une concentration de liqueur de 4 à 8%;

un temps de détention de 24 à 72 heures;

une concentration de solides biologiques volatiles entre 2000 et 5000 mg/l.

L'emploi de l'oxygène pur pour "aération" pourra permettre de contourner les obstacles interreliés suivants:

- grand besoin d'air provoqué par les hautes charges organiques et biomassiques et les longs temps de détention;
- trop forte agitation provoquée par l'augmentation du débit d'air et néfaste à la flocculation des microorganismes et à leur santé;
- moussage trop intense dû en partie à la forte agitation et dû aussi au caractère de la liqueur résiduaire au bisulfite qui est enclin à mousser quand on l'agite.

L'emploi de l'oxygène pur en contournant les obstacles précédents amènera en conséquence:

- un accroissement possible de l'activité bactérienne;
- une amélioration possible dans le bien-être des microorganismes et dans la sédimentation.

Des temps de détention aussi longs de deux à cinq jours pourraient nécessiter une nouvelle conception du réacteur employé: une réduction du volume de la chambre de décantation paraît nécessaire pour éviter un long temps de séjour dans cette chambre et minimiser ainsi le phéno-

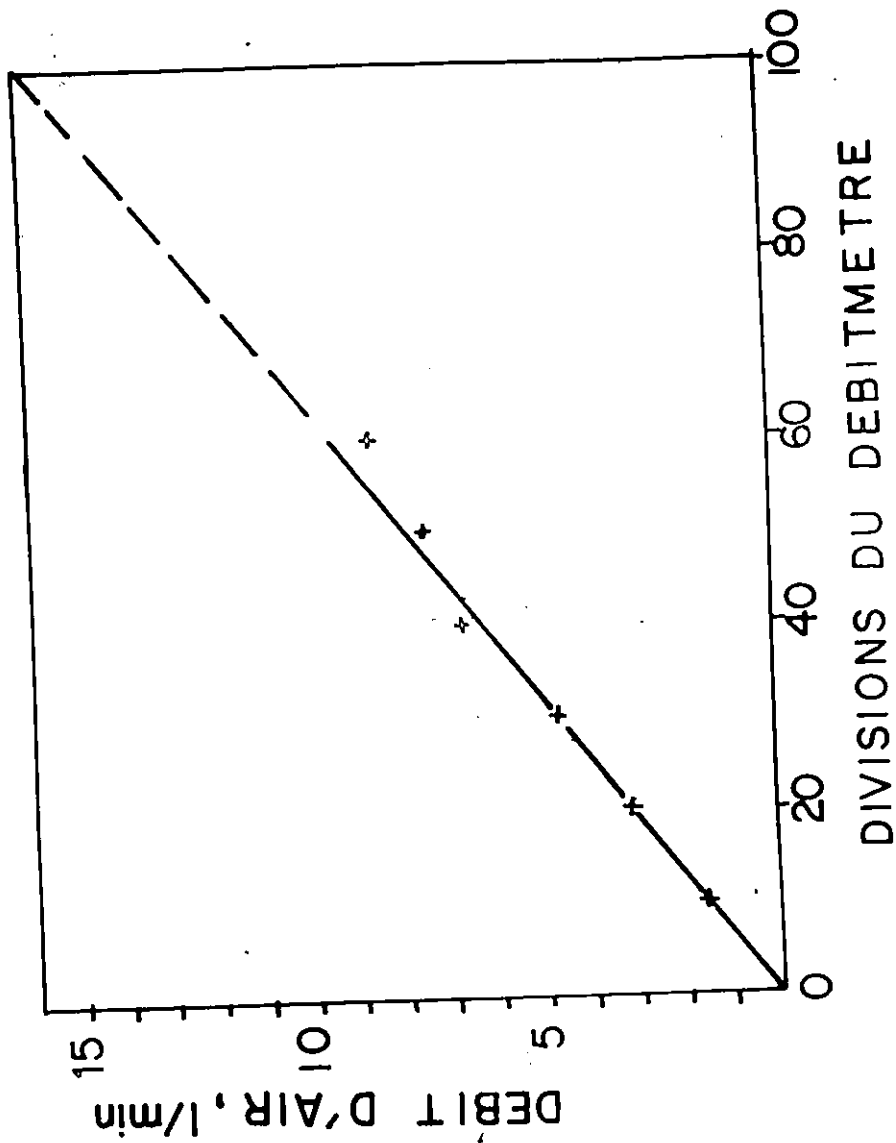
mène de l'anaérobiose qui sévit contre les microorganismes aérobiques et nuit à la santé des boues diminuant probablement leur activité puis- que les organismes morts dans cette chambre se mélangent à ceux de la chambre d'aération; cela permettra aussi de rendre l'hypothèse d'une production de boues négligeable dans cette chambre plus fondée.

A ces hautes charges organiques, le volume occupé par les excès de boues quotidiens n'est pas négligeable et avec le type de réacteur que nous avons employé, il était nécessaire de filtrer les excès de boues pour retourner le filtrat dans le réacteur afin de maintenir le volume. Il sera peut être plus avantageux à l'avenir d'installer plutôt le système de boues activées avec la chambre de sédimentation à part, reliée à la chambre d'aération par une conduite, et le soutirage des excès de boues se faisant automatiquement par pompe. On sauvera de cette façon du temps de manipulation et le système souffrira de moins d'irrégularités, autrement dit, on aura un meilleur contrôle qui est primordial à l'évaluation rationnelle du procédé.

Appendice A

CALIBRATION DES DEBITMETRES D'AIR

FIGURE 31: CALIBRATION DES DEBITMETRES D'AIR



Appendice B

Calcul des dilutions

a) Dilution de la liqueur concentrée

Pour obtenir une teneur de liqueur à x% à partir d'une liqueur concentrée à y% nous pouvons procéder par la formulation suivante:

$$\frac{y \text{ kg de solides}}{100 \text{ kg de liqueur concentrée à } y\% + D} = \frac{x \text{ kg de solides}}{100 \text{ kg de liqueur à } x\%}$$

où D = poids d'eau de dilution de 100 kg de liqueur à y%. On tire

$D = \frac{100(y - x)}{x}$ kg d'eau ou litres d'eau. d étant la densité de la liqueur de départ à y%, on sait que 100 kg de cette liqueur occupe un volume de $100/d$, et le volume de liqueur à x% résultant de 100 kg de liqueur à y% est donné par $(100/d) + D$. Partant d'un volume V_0 à y%, on obtient le volume V; on peut écrire alors que

$$V = \frac{(100/d) + D}{(100/d)} V_0$$

et remplaçant D par sa valeur, on écrira que

$$V = \frac{(100/d) + \frac{100(y - x)}{x}}{(100/d)} V_0$$

Dans le cas de solution diluée aux alentours de 7 à 8%, la densité est pratiquement égale à l'unité (celle de l'eau) et la relation donnant V peut être ramenée à

$$V = \frac{y}{x} V_0$$

C'est le cas de la série A et B où $V = \frac{y}{x} V_0$ a été appliquée sans introduire une erreur appréciable à partir d'une liqueur de départ de 7.4% en solides dissous. Mais dans le cas de la série C où la liqueur

résidu de départ a une teneur de 28.5% en solides dissous, appliquer la relation $V = \frac{y}{x} V_0$ pour obtenir des teneurs de 6, 8, 10, 12 et 14% introduit une erreur très appréciable sur les valeurs réelles et nous l'avons commise cette erreur. Nous devons rectifier. Il aurait fallu appliquer la relation exacte

$$V = \frac{(100/d) + \frac{100(y-x)}{x}}{(100/d)} V_0$$

En étudiant donc les résultats de la série C, nous considérons les teneurs affectives de l'affluent et non celles que nous avions fixées.

b) Calcul des teneurs de liqueur résiduares conformes aux dilutions pratiquées dans la série "C".

Base $V_0 = 100$ litres.

Masse des 100 litres de liqueur à 28.5%, de densité d'environ 1.13 kg/l:

$$M = 100 * 1.13 = 113 \text{ kg.}$$

Pour une teneur erronée de x%, on peut établir la teneur réelle effective de la façon suivante:

$$\frac{28.5 * \frac{113}{100} \text{ kg de solides}}{113 \text{ kg de liqueur à } 28.5\% + D' \text{ kg d'eau}} = \frac{x' \text{ kg de solides}}{100 \text{ kg de liqueur à } x'\%}$$

où D' est la quantité d'eau que nous ajoutons au moment de l'expérience = $\frac{y}{x} * 100 - 100$

Première correction: teneur réelle x', d'une liqueur dite à 6%:

$$x'_1 = 100 \frac{28.5 * \frac{113}{100}}{113 + 100 * \frac{28.5}{6} - 100} = \frac{3220.5}{488}$$

$$x'_1 = 6.6\%$$

Deuxième correction: teneur réelle x'₂ d'une liqueur dite à 8%:

$$x'_2 = \frac{3220.5}{113 + 100 * \frac{28.5}{8} - 100} = \frac{3220.5}{369.25} = 8.72\%$$

$$x'_2 = 8.72\%$$

On calcule de la même façon les teneurs réelles correspondant à 10, 12 et 14% et on trouve respectivement: 10.81%, 12.86%, 14.87%.

Appendice C

Détermination des solides volatiles en suspension dans la
liqueur mixte (SVSLM) et maintien de la concentration désirée des
boues.

La détermination quotidienne des solides volatiles en suspension dans la liqueur mixte se fait d'après les étapes suivantes:

- Prélèvement d'un échantillon représentatif de la liqueur mixte (100 ml) après une agitation vigoureuse du contenu du réacteur dont on a retiré la chicane.
- Centrifugation suffisante (environ 15 min.) du contenu de l'échantillon.
- Filtration après centrifugation de l'échantillon sur papier filtre taré type Wathman 541.
- Séchage au four à 103°C pendant au moins une demi-heure (jusqu'à poids constant) de l'ensemble papier filtre + solides. On obtient ainsi les solides totaux en suspension dans la liqueur mixte (SSLM).
- Incinération à 600°C pendant une heure au moins du papier filtre + solides après séchage. La quantité de solides pesée après incinération représente les solides minéraux (SMLM).

- Obtenir les solides volatiles par différence entre les SSLM et les SLM.

Pour maintenir une certaine concentration de boues, nous filtrons quotidiennement les excès journaliers de boues et retournons le liquide filtré dans le réacteur pour compléter le volume du milieu réactionnel.

Appendice D

Principe de l'analyseur de Demande Totale en Oxygène

La demande totale en oxygène est déterminée par une analyse continue de la concentration de l'oxygène dans un gaz provenant d'une combustion. Les composés oxydables d'un échantillon liquide introduit dans un courant d'azote, gaz porteur circulant à l'intérieur du tube de combustion sont transformés en leurs oxydes stables par une réaction à 900°C où le platine sert de catalyseur. Cette réaction bouleverse l'équilibre de l'oxygène à la surface du platine. L'équilibre est rétabli par une concentration contrôlée d'oxygène dans le courant de gaz porteur. L'épuisement momentané de la concentration d'oxygène du gaz porteur est détecté à l'aide d'une cellule détectrice platine-plomb et est enregistrée comme pic d'oxygène négatif sur un enregistreur potentiométrique.

La demande totale en oxygène de l'échantillon est obtenue par comparaison des hauteurs de pics enregistrées à une courbe de hauteurs de pics obtenue par calibration en fonction de la DTO de solutions standards de phtalate acide de potassium. La DTO de la solution standard est basée sur des réactions observées expérimentalement par le fabricant, au cours desquelles le carbone est converti en bioxyde de carbone et l'hydrogène en eau.

Appendice E

Détermination de la DBO_5

a) Principe de la méthode de Hach

L'échantillon dont on cherche la DBO est mis dans l'une des bouteilles de l'appareil (cf figure 10). On ferme la bouteille à l'aide de son bouchon relié par un conduit à une des extrémités d'un manomètre à mercure. Au-dessus de l'échantillon il y a de l'air (21% d'oxygène). Durant une période de temps, les microorganismes de l'échantillon utilisent l'oxygène de l'échantillon pour oxyder la matière organique et alors l'oxygène dissous de l'échantillon est consommé. L'air enfermé au-dessus de l'échantillon remplace l'oxygène utilisé sous l'effet de la pression de vapeur dans la bouteille et grâce à une diffusion. Une pression (négative) est enregistrée sur le manomètre et on peut lire directement des ppm de DBO. Durant la période d'essai, habituellement cinq jours pour la DBO_5 , l'échantillon est continuellement agité par un brasseur magnétique, lequel tourne grâce à un système de poulies branché à un moteur.

Le dioxyde de carbone CO_2 produit par l'oxydation de la matière organique est agité par le système et s'échappe de l'échantillon pour aller en surface et créer une pression positive qui fausse la lecture. Pour neutraliser cet effet on ajoute quelques gouttes d'hydroxyde de potassium (solution KOH à 45%) dans le "seal cup" de la bouteille contenant l'échantillon.

b) Principe de la méthode standard

Brièvement, le test de DBO_5 par la méthode standard consiste à enfermer l'échantillon dont on veut connaître la DBO dans une bouteille qu'on ferme hermétiquement et d'incuber la bouteille à une température appropriée ($20^{\circ}C$) à l'obscurité pour une période de cinq jours dans le cas de la DBO_5 . On mesure la quantité d'oxygène dissous avant et après l'incubation. La différence entre les deux niveaux d'oxygène dissous est la DBO qu'on exprime en ppm.

Dans les deux méthodes, on s'est servi de la même eau de dilution conditionnée en nutriments nécessaires à la bonne activité de la semence (seed) adaptée à la liqueur au bisulfite. Les différents nutriments sont: la solution de chlorure de calcium (2.75%), la solution de sulfate de magnésium, la solution tampon de phosphate. On ajoute ces substances de façon à réaliser des concentrations de 1 ml de solution par litre d'eau de dilution. Dans le cas d'échantillons très acides ou très basiques, on ajoute suffisamment de la solution tampon de façon à amener le pH aux alentours du neutre. Dans les deux méthodes, les échantillons contenant suffisamment de semence n'ont pas eu besoin d'être inoculés à l'aide d'une source extérieure de semence et on n'a pas eu besoin de corriger les DBO obtenues pour tenir compte de la DBO de la semence. La DBO est donnée alors par:

$$\text{Méthode standard: } DBO_5 = \frac{D_1 - D_2}{P}$$

$$\text{Méthode Hach: } DBO_5 = \frac{\text{Lecture de manomètre}}{P}$$

où D_1 = O.D. initial

D_2 = O.D. après la période d'incubation

P = Fraction décimale de dilution (échantillon
de départ dans l'échantillon dilué).

En cas de correction pour tenir compte de la DBO de la semence, la
DBO devient alors:

$$\text{DBO effective} = \frac{\text{DBO observée} - (\text{Fraction de semence} \times \text{BOD de la semence})}{\text{Fraction d'échantillon}}$$

On remarquera que dans le cas de la méthode Hach, la lecture n'est directe en ppm de DBO que si l'on a préparé des échantillons de 157 ml pour les bouteilles Hach. On pourrait employer les volumes suivants 244, 360, 428 ml et multiplier les valeurs lues sur le manomètre par les facteurs respectifs 0.5, 0.2, 0.1 pour obtenir la DBO réelle.

On doit préparer l'eau de dilution juste avant l'emploi pour éviter la contamination et ainsi des valeurs erronées.

Appendice F

a) Dosage des Hydrates de Carbone

Il est obtenu à l'aide de la réaction à 95°C du complexe Anthrone-Thiourée sur les hydrates de carbone (59). Cette réaction donne un produit coloré dont la coloration est caractéristique à cette réaction. En contrôlant le temps et la température, on augmente la sensibilité de la réaction. La coloration du produit est mesurée par un colorimètre de marque Technicon. On sait que lorsqu'une solution colorée est traversée par un flux lumineux elle ne laisse passer qu'une fraction de la lumière incidente et l'absorption résultante est liée à la concentration du composé coloré.

Les réactifs sont: Acide sulfurique, réactif Fisher

Anthrone, grade Baker

Thiourée, grade analytique Baker.

L'acide sulfurique intervient à la concentration de 95%: ajouter 1 litre d'acide sulfurique concentré à 50 ml d'eau distillée et refroidir la solution obtenue. Le complexe Anthrone-Thiourée appelé Anthrone se prépare par dilution de 0.2g d'anthrone et 1 g de thiourée dans 100 ml d'acide sulfurique à 95%.

La solution de glucose servant de standard ou de référence a été dissoute à l'aide d'eau distillée à 25g/ml de solution. On aurait pu utiliser d'autres dilutions appropriées de glucose de référence mais il

faudra demeurer en dessous de 50 γ /ml recommandée par le fabricant de l'analyseur. Les résultats du test d'hydrate de carbone sont donc exprimés sous forme de glucose. La figure 11 donne le diagramme d'un analyseur Technicon.

b) Dosage des lignosulfonates

Le dosage des lignosulfonates est fait au spectrophotomètre Zeiss PM2D (59).

Principe: Le spectre d'absorption des lignosulfonates est dans le domaine des ultra-violets et l'absorbance des lignosulfonates à la longueur d'onde de 280 nm est représentative des lignosulfonates. Connaissant l'absorbance des lignosulfonates et leur absorptivité voisine de 11.5, (réf. 10) on peut estimer la proportion en lignosulfonates de la liqueur résiduaire au bisulfite ou de l'effluent traité. Assumant la constance de l'absorptivité, on peut estimer les lignosulfonates en concentration (mg/l).

Appendice G

Détermination du coefficient de transfert d'oxygène $K_L a$.

Pour déterminer $K_L a$, nous avons effectué une expérience complémentaire de transfert de l'oxygène dans un milieu liquide résiduaire au bisulfite en nous servant de la méthode de la réaération de la liqueur résiduaire bisulfite en régime transitoire, dans les mêmes réacteurs et à 20°C :

- Désoxygénation de la liqueur jusqu'à un très bas niveau d'oxygène dissous tel que 1 ppm, mesuré à l'aide d'une électrode galvanique (appareil à mesures MODEL 54 OXYGEN METER)
- Réaération de la liqueur tout en mesurant la croissance de l'oxygène dissous avec le temps (à intervalles de 5 min.).
- r étant alors nul dans l'équation du taux de transfert, on voit qu'en intégrant cette équation on obtient:

$$\ln (C_{sw} - C_L) = -K_L a t + Cte$$

Nous obtenons $K_L a$ comme la valeur absolue de la pente de la droite obtenue en construisant graphiquement l'équation $\ln (C_{sw} - C_L) = -K_L a t + Cte$ sur papier semi-logarithmique.

Appendice H

Echantillon extrait du programme d'analyse statistique des moyennes de pourcentage d'enlèvement de DBO_5 , DTO, H.C. et L-S par le "F-test" et le "t-test".

SERIE A : DBD5

74/07/14. PAGE 2

T-TEST GROUPS=10(11-1) /VARIABLE=PC
032700 CP NEEDED FOR T-TEST

74/07/14. PAGE 3

FILE NONAME (CREATION DATE = 75/07/14.)

T - T E S T											
GROUP 1 - 10			EQ			1.00			POOLED VARIANCE ESTIMATE		
GROUP 2 - 10			EQ			2.00			SEPARATE VARIANCE ESTIMATE		
VARIABLE	NUMBER OF CASES	MEAN	STANDARD DEVIATION	STANDARD ERROR	T VALUE	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM
PC											
GROUP 1	11	67.9482	2.425	.731	1.71	.449	-5.09	20	.000	-5.09	18.71
GROUP 2	11	73.4168	1.952	.599							

74/07/14. PAGE 4

T-TEST GROUPS=10(12-3) /VARIABLE=PC
032700 CP NEEDED FOR T-TEST

75/07/14. PAGE 5

FILE NONAME (CREATION DATE = 75/07/14.)

T - T E S T											
GROUP 1 - 10			EQ			2.43			POOLED VARIANCE ESTIMATE		
GROUP 2 - 10			EQ			3.00			SEPARATE VARIANCE ESTIMATE		
VARIABLE	NUMBER OF CASES	MEAN	STANDARD DEVIATION	STANDARD ERROR	T VALUE	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM
PC											
GROUP 1	11	73.4168	1.453	.559	1.06	.335	-4.43	22	.000	-4.43	21.63
GROUP 2	13	73.8151	2.524	.700							

75/07/14. PAGE 6

T-TEST GROUPS=10(13-4) /VARIABLE=PC
032700 CP NEEDED FOR T-TEST

75/07/14. PAGE 7

FILE NONAME (CREATION DATE = 75/07/14.)

T - T E S T											
GROUP 1 - 10			EQ			3.00			POOLED VARIANCE ESTIMATE		
GROUP 2 - 10			EQ			4.00			SEPARATE VARIANCE ESTIMATE		
VARIABLE	NUMBER OF CASES	MEAN	STANDARD DEVIATION	STANDARD ERROR	T VALUE	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM
PC											
GROUP 1	13	73.8151	2.524	.700	1.35	.615	-4.42	24	.000	-4.42	23.49
GROUP 2	13	78.5548	2.920	.812							

75/07/14. PAGE 8

T-TEST GROUPS=10(14-5) /VARIABLE=PC
FINISH
032700 CP NEEDED FOR T-TEST

75/07/14. PAGE 9

FILE NONAME (CREATION DATE = 75/07/14.)

T - T E S T											
GROUP 1 - 10			EQ			4.00			POOLED VARIANCE ESTIMATE		
GROUP 2 - 10			EQ			5.00			SEPARATE VARIANCE ESTIMATE		
VARIABLE	NUMBER OF CASES	MEAN	STANDARD DEVIATION	STANDARD ERROR	T VALUE	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM	2-TAIL PROB.	T VALUE	DEGREES OF FREEDOM
PC											
GROUP 1	13	78.5548	2.920	.812	1.31	.675	-4.10	22	.000	-4.20	21.07
GROUP 2	11	85.5041	2.555	.770							

Appendice I

- a) Calcul de l'excès de boues
- b) Tableaux donnant les excès de boues de chaque série.
- c) Autres conditions d'opérations ou valeurs expérimentales ayant permis la détermination de $\Delta X/V/X_v$.

a) ECHANTILLON DE CALCUL DE $\Delta X_v/V/X_v$:

Réacteur No. 1 de la série A (1-A)

Valeur moyenne des concentrations SVSLM de chaque jour: 4096 mg/l.

Débit volumétrique de l'effluent 1-A: 3.92 l/jr.

Concentration de SVSLM perdue par l'effluent = Moyenne des concentrations de l'effluent de chaque jour, pour le réacteur 1-A, cette concentration est 962 mg/l.

Perte de boues journalière = (Concentration de SVSLM de l'effluent)*

(Débit volumétrique)

- 962 mg/l * 3.92 l/jr

- 3771 mg/jr

Quantité de boues totale restant dans le réacteur de 10 litres -

(Concentration moyenne SVSLM) * 10 = 40960.

Quantité de boues totale s'il n'y avait pas eu de perte par l'effluent

- Quantité de boues totale restant dans le réacteur + Perte de boues journalière.

- 40960 + 3771

- 44740 mg/jour

La concentration moyenne totale est alors $\frac{44740}{10} = 4474$.

L'excès de boues quotidien basé sur un volume de 10 litres de réacteur est = Concentration moyenne totale - Concentration qu'on désire maintenir dans le réacteur.

Donc pour le réacteur 1-A:

$$\text{Excès de SVSLM} = 4474 - 3000$$

$$= 1474$$

Mais comme on assume qu'aucune synthèse ne se fait dans la chambre de décantation, on doit corriger cet excès pour ne tenir compte que du volume de la chambre d'aération soit 7.8 litres.

$$\frac{\text{Excès corrigé}}{(\Delta X_v/V)} = \text{Excès SVSLM} \times \frac{10}{8.7}$$

$$= 1474 \times \frac{10}{8.7}$$

$$= 1889$$

$$\frac{\Delta X_v/V/X_v}{\Delta X_v/V/X_v} = \frac{\text{Excès corrigé}}{X_v}$$

$$= \frac{1889}{3000}$$

$$= .63$$

b) Tableaux donnant les excès de boues de chaque série.

VALEURS EXPERIMENTALES POUR ETABLIR $\Delta X / V / X_v$; (SERIE A)

REACTEUR No.	1-A	2-A	3-A	4-A	5-A
Concentration SVSIM FIXEE, mg/l.	3000	4500	7500	6000	7500
	4470	4630	8250	6580	7690
	4360	4820	7710	5140	7800
	4560	6640	9960	6620	9060
	3800	4590	6570	5790	6720
	3690	5050	7540	5730	6520
	4410	4960	7650	6310	7850
	3480	5730	8010	6870	7610
	3850	4930	7910	6450	8350
	4930	5730	7940	7030	8320
	4340	4990	8110	5900	7740
	3750	5160	8910	6420	8420
	3690	5330	8760	7340	8360
	3890	5580	9180	6400	7920
	3970	5600	9190	6690	7840
	4380	5710	7620	7160	8710
	4280	5630	8820	7060	7400
	3470	5600	9390	7610	7610
	4130	5360	8040	6840	9460
	4600	5840	8810	6720	7540
	4000	5160	8940	7120	8100
	4200	5500	8360	5550	7880
	3870	6130	7710	6910	8030
	3520	4460	7190	6340	7930
Concentration SVSIM déterminée chaque jour, mg/l					
Concentration SVSIM MOYENNE, mg/l	4096	5130.4	7940.4	6274	7619
SVSIM PERDUE, mg/jr	3771	929	3865	671.4	647
Conc. Moy. Totale SVSIM, mg/l	4474	5223	8327	6341	7684
EXCES SVSIM, mg/l/jr	1474	723	827	341	184
EXCES CORRIGE, mg/l/jr	1889	927	1060	438	236
$\Delta X / V / X_v$, jour ⁻¹	.63	.21	.14	.07	.03

[illegible]

VALEURS EXPERIMENTALES POUR ETABLIR $\Delta X_v / V / X_v$; (SERIE C)

REACTEUR No.	1-C	2-C	3-C	4-C	5-C
Concentration SVSIM FIXEE, mg/l	4500	4500	4500	4500	4500
Concentration SVSIM déterminée chaque jour, mg/l	4770	5440	5270	5740	5800
	5300	4480	5440	4340	5200
	4390	6030	5690	5370	4550
	4510	4670	4940	5120	5200
	5140	4440	4540	5250	5820
	4380	4340	3440	4060	6040
	5640	4810	3830	6040	5160
	5540	5660	4270	5530	7220
	4220	4670	4030	5640	5120
	4960	4650	4010	3640	7050
	4350	6270	4700	5070	5100
	3570	4530	4600	7100	4630
	3570	4430	4320	4570	4220
	4610	6520	5290	6050	5340
	4470	4670	4780	4040	5720
	5210	5620	6100	5660	5340
	5380	4890	4320	5090	4470
	4860	4710	5390	4240	5540
	4780	4600	4860	4420	4750
Concentration SVSIM MOYENNE, mg/l	4718.4	5023	4727.4	5104	5330
SVSIM PERDUE, mg/jr	1301	2040	2633	5657	1195
Conc. Moy. Totale SVSIM, mg/l	4849	5227	4991	5669	6510
EXCES SVSIM, mg/l/jr	349	727	491	1169	2010
EXCES CORRIGE, mg/l/jr	447	932	629	1500	2576
$\Delta X_v / V / X_v$, jour ⁻¹	.099	.21	.14	.33	.57

REACTEUR No.	1-D	2-D	3-D	4-D	5-D
Concentration SVSLM FIXEE, mg/l	1500	3000	4500	6000	7500
	2040	3670	5020	6300	7550
	2020	3860	5000	6090	7830
	2210	3310	5840	6960	8553
	2030	4050	4300	7150	8100
	2700	3920	5520	4530	8000
	3290	3070	5220	4460	8000
	2880	3640	4070	6850	8240
	3300	3610	3900	6600	8040
	2700	4060	4530	6600	7210
	2640	3640	5130	6070	9500
	2350	5180	5100	6520	7080
	2520	4210	4200	6050	6880
	2070	4150	4780	6710	-
	2770	4050	5120	6960	-
	2950	4670	5180	7100	-
	2460	4250	5940	7140	-
	3130	3050	5370	6530	-
	1520	3250	4770	6310	8680
	2290	3360	-	7220	8360
	2300	4310	-	6510	7380
	1890	3190	-	6890	8130
	2970	4640	-	6850	7470
	2900	3830	-	6610	7100
Concentration SVSLM MOYENNE, mg/l	2519	3722	4944	6435	7895
SVSLM PERDUE, mg/jr	1894	5225	9240	5761	5423
Conc. Moy. Totale SVSLM, mg/l	2708	4245	5868	7011	8437
EXCES SVSLM, mg/l/jr	1208	1245	1368	1011	937
EXCES CORRIGE mg/l/jr	1549	1595	1754	1297	1202
$\Delta X_v / V X_v$, jour ⁻¹	1.03	.53	.39	.21	.16

- c) Autres conditions d'opérations ou valeurs expérimentales ayant permis la détermination de $\Delta X_v/V/X_v$.

1°) Série A

Réacteur No.	1-A	2-A	3-A	4-A	5-A
Débit volumétrique, l/jour	3.92	2.6	3.92	1.95	1.57
Conc. de SVSLM de l'effluent mg/l	962	357	986	345	412

2°) Série C:

Réacteur No.	1-C	2-C	3-C	4-C	5-C
Débit volumétrique, l/jour	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6
Conc. moy. de SVSLM de l'effluent, mg/l	500	784	1012	2174	4534

3°) Série D:

Réacteur No.	1-D	2-D	3-D	4-D	5-D
Débit volumétrique, l/jour	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6
Conc. moy. SVSLM de l'effluent, mg/l	728	2008	2551	2214	2084

Appendice J

Echantillons d'analyse de régression pour:

- a) Détermination des constantes a et b
- b) Détermination des constantes a' et b'
- c) Détermination de la constante k

SERIE DIA ETD BASE SUR LA DB05.

MOYENNE DE X = 1.1920 MOYENNE DE Y = .4640 N= 5
 ECART-TYPE DE X= .7548 ECART-TYPE DE Y= .3490
 LES COEFFICIENTS DE REGRESSION SONT
 B(0)= -.00551
 B(1)= .46100

TABLE DE LA VARIANCE

SOURCE DE VARIATION	SOMME DES CARRES	DEGRES DE LIBERTE	CARRE MOYEN	RAPPORT F
VAR. BRUTE	1.5636	5		
VAR. B(0)	1.0765	1		
VAR. TOT. CORR.	.4871	4		
REGRESSION	.4843	1	.484	516.403
VAR. RESIDU.	.0028	3	.001	

LE COEFFICIENT DE DETERMINATION EST .9942

LE COEFFICIENT DE CORRELATION EST .9971

L'ERREUR-TYPE DE B(0) = .0278

L'ERREUR-TYPE DE B(1) = .0203

VALEUR DU T POUR B(1) = 22.7245

SOMME DES X CARRE= 9.3832
 SOMME DES Y CARRE= 1.5636
 SOMME DES PRODUITS XY= 3.8160
 SOMME CARRE DES X= 2.2789
 SOMME CARRE DES Y= .4871

MODELE Y=B(0) + B(1)*X + E

VARIABLE INDEPENDANTE X(I)	VARIABLE DEPENDANTE Y(I)	VALEUR PREDITE YP(I)	RESIDUS E(I)
1	2.4400	1.0300	1.0393
2	1.3200	.5300	.5230
3	.9400	.3900	.3478
4	.7000	.2100	.2372
5	.5600	.1600	.1726

LIMITES DE CONFIANCE A 95 POUR CENT

I	X(I)	LIN. INF.	YP(I)	LIN. SUP.
1	2.440	.251	1.039	1.128
2	1.320	.480	.523	.566
3	.940	.303	.348	.393
4	.700	.185	.237	.289
5	.560	.115	.173	.230

SERIE A: CONST. A' ET B' BASE SUR LA DROS.

MOYENNE DE X = 1.0760 MOYENNE DE Y = .1880 N= 5
 ECART-TYPE DE X= .6986 ECART-TYPE DE Y= .0756
 LES COEFFICIENTS DE REGRESSION SONT
 B(0)= .07238
 B(1)= .10075

TABLE DE LA VARIANCE

SOURCE DE VARIATION	SOMME DES CARRES	DEGRES DE LIBERTE	CARRE MOYEN	RAPPORT F
VAR. BRUTE	.1996	5		
VAR. B(0)	.1767	1		
VAR. TOT. CORR.	.0229	4		
REGRESSION	.0199	1	.020	976
VAR. RESIDU.	.0030	3	.001	

LE COEFFICIENT DE DETERMINATION EST .8694

LE COEFFICIENT DE CORRELATION EST .9324

L'ERREUR-TYPE DE B(0) = -.0281

L'ERREUR-TYPE DE B(1) = .0226

VALEUR DU T POUR B(1) = 4.4695

SOMME DES X CARRE= 7.7410
 SOMME DES Y CARRE= .1996
 SOMME DES PRODUITS XY= 1.2085
 SOMME CARRE DES X= 1.9521
 SOMME CARRE DES Y= .0229

MODELE $Y = B(0) + B(1) \cdot X + E$

VARIABLE INDEPENDANTE X(I)	VARIABLE DEPENDANTE Y(I)	VALEUR PREDITE YP(I)	RESIDUS E(I)
1 2.2400	.3100	.3055	.0045
2 1.0800	.2100	.1884	.0216
3 .9700	.1300	.1773	-.0473
4 .6500	.1600	.1450	.0150
5 .4400	.1300	.1238	.0062

LIMITES DE CONFIANCE A 95% POUR CENT

I	X(I)	LIM. INF.	YP(I)	LIM. SUP.
1	2.240	.214	.306	.397
2	1.080	.145	.188	.232
3	.970	.133	.177	.221
4	.650	.092	.145	.198
5	.440	.062	.124	.186

SERIE A: CONST. K ET ORD. A L ORIGINE BASE SUR DDOS.

MOYENNE DE X = 3356.8000 MOYENNE DE Y = 1.0760 N° 5
 ECART-TYPE DE X = 1167.6323 ECART-TYPE DE Y = .6986
 LES COEFFICIENTS DE REGRESSION SONT
 B(0) = -1.57369
 B(1) = .00035

TABLE DE LA VARIANCE

SOURCE DE VARIATION	SOMME DES CARRES	DEGRES DE LIBERTE	CARRE MOYEN	RAPPORT F
VAR. BRUTE	7.7410	5		
VAR. B(0)	5.7889	1		
VAR. TOT. CORR.	1.9521	4		
REGRESSION	1.6232	1	1.623	14.803
VAR. RESIDU.	.3290	3	.110	

LE COEFFICIENT DE DETERMINATION EST .8315

LE COEFFICIENT DE CORRELATION EST .9119

L'ERREUR-TYPE DE B(0) = .7044

L'ERREUR-TYPE DE B(1) = .0001

VALEUR DU T POUR B(1) = 3.8474

SOMME DES X CARRE = 1395998.0000
 SOMME DES Y CARRE = 7.7410
 SOMME DES PRODUITS XY = 29104.7900
 SOMME CARRE DES X = 5453466.8000
 SOMME CARRE DES Y = 1.9521

MODELE Y=B(0) + B(1)*X + E

VARIABLE INDEPENDANTE X(I)	VARIABLE DEPENDANTE Y(I)	VALEUR PREDITE YB(I)	RESIDUS E(I)
1 6336.0000	2.2400	1.8830	.3570
2 5264.0000	1.0800	1.2982	-.2182
3 5197.0000	.9700	1.2616	-.2916
4 4246.0000	.6500	.7428	-.0928
5 3241.0000	.4400	.1945	.2455

LIMITES DE CONFIANCE A 95 POUR CENT

I	X(I)	LIM. INF.	YP(I)	LIM. SUP.
1	6336.000	1.092	1.883	2.674
2	5264.000	.809	1.298	1.788
3	5197.000	.782	1.262	1.741
4	4246.000	.214	.743	1.271
5	3241.000	-.646	.194	1.035

REFERENCES

- 1.- Garceau, J.J.; Lavallée, H.C. et Lo, S.N., "Avenir des Procédés de Cuisson au Sulfite et Bisulfite au Canada". Revue de L'Ingénieur, pp. 2-8, déc. 1973/janv. 1974.
- 2.- Beak, T.W., "Water Pollution Problems of the Pulp and Paper Industry", TAPPI, vol. 46, No. 5 (1963).
- 3.- Marchildon L.; Garceau, J.J. et Lo, S.N., "Analyse des Possibilités pour le Contrôle de la Liqueur Résiduelle au Sulfite". Communication pour le 44e Congrès de l'ACFAS, (1975).
- 4.- Holderby, J.M. et Moggio, W.A., "Utilization of Spent Sulfite Liquor". Communication présentée à la 14e Conférence sur les déchets industriels, Purdue University; Lafayette, Ind.; pp. 171-181, 5-7 mai 1959.
- 5.- Sankey, C.A. et Rosten, M.M., "Alcohol from Waste Sulphite Liquor". Canadian Pulp and Paper Association, Technical Section Proceedings, pp. 122-130, (1944).
- 6.- Müller, J.C. et Walden, C.C., "Microbiological Utilization of Sulfite Liquor". British Columbia Res. Council. Vancouver, British Process Biochem. (1970).

- 7.- Gehm, H.W., "Control of Sulphite Pulping Wastes in the United States", National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement Inc. U.S.A, (1947).
- 8.- Environnement Canada, "Sulfite Pulping Spent Liquor. Recovery and Effluent Treatment", EPS 3 - WP - 72-2, déc. 1972.
- 9.- Mézières, F.A., "Accomplishment of the Swedish Paper Industry in Environmental Protection". Papeterie V/I: 22, 1199-202, 1205-8, 1211, (1971). Environ. Prot. Paper Industry. Chem. Abst. 74:100740n.
- 10.- Lo, S.N., Garceau, J. J. et Pineault, G., "Traitement biologique de la liqueur résiduelle au bisulfite", Association Technique de l'Industrie Papetière (ATIP), 29, 2, '55-60, 1975.
- 11.- Ainsworth, G., "The Activated Sludge Process", Finst WPC, Fiphe, Wat. Poll. Contr. Eng. Editeur Conseil: Dr. A.L. Downing, Londres, (Ang.): Her Majesty's Stationery Office, pp 60-74, (1970).
- 12.- Goodman, Brian L. et Englands, Andrew J., "A Unified Model of the Activated Sludge Process", Journal WPCF, vol. 46, (2), pp 312-332, fév. 1974.

- 13.- Müller, J.C. et Walden, C.C., "Microbiological Utilization of Sulfite Liquor", Process Biochem., 5 (6), 42, pp 35-37, juin 1970.
- 14.- Sawyer, C.N., "Water Sulphite Liquor-Sewage Mixture Activated-Sludge Treatment", Série 32, 11, pp 1469-1473, (1940).
- 15.- Sawyer, C.N., " B.O.D. Removal from Waste Sulphite Liquor Li-
quor Sewage Mixtures by Activated Sludge, Factors governing the
Rate of Removal"; I.E.C. Fundamentals Am. Chem. Society, Ind.
and Eng. Chem., Série 33, pp 441-445, (1941).
- 16.- Logan, Robert P. et Heukelekian, H., "Liquid-Phase and Foam-
Phase Oxydation of Sulphite Liquor", Sewage Works Journal
20:282-91, (1948).
- 17.- Gustaf, Nylander et Rennerfelt, Jan., "The Waste Research Labo-
ratory of the Swedish Forest Industries", Stockholm, (1964).
- 18.- Schmidt, H. et al, "Laboratory Studies on Biological Purifi-
cation on Sulphite Pulp Effluents", Zellstoff Papier (ger.),
18, 6, 168 et 7, 201 (1969).
Bull. Inst. Paper Chem., 40, 7, 5858 (1970).

- 19.- Borovickowa, A. et Effenberger, M., "Biological Purification of Waste Waters from N_2 -bisulphite and Mg-bisulphite Pulp Mills", Papir Celuloza (Czech.) 25, 5, 157 (1970).
- 20.- Brebion, G., "Physiochemical and Biological Purification of Diluted, Spent Sulphite Liquor", Centre Belge d'Etude et de documentation, Liège, Bull., pp. 143-147 (1960).
- 21.- Quiles-Mottiaux, Janine, "Etude de l'Épuration Biologique de Lessives Résiduelles au Sulfite de Sodium de Forte Concentration", pp. 81-84, Thèses de Docteur-Ingénieur, Univ. Scient. et Méd. de Grenoble (France), (1971).
- 22.- Moores, C.W., "The Badger Co. Wastewater Biotreatment: What it Can and cannot Do", Chem. Eng., pp. 63-66, 25 déc. 1972.
- 23.- Eckenfelder, W.W., "Manual of Treatment processes" Water Resource Management Series, vol. 1, Environ. Licence Services Corporation, 750 Summer Street, Stamford, Connecticut, 06902, (1968).
- 24.- Zajic, J.E., "Water Pollution Disposal and Reuse", vol. 1, pp. 123-170, Marcel Decker, Inc., New-York, 1971.
- 25.- Gaudy, A.F.; Ramanathan, M. et Rao, B.S., "Kinetic Behaviour of Heterogeneous Populations in Completely Mixed Reactors", Biotechn. and Bioeng. vol. IX, pp. 387-411, (1967).

- 26.- Gaudy, A.F. et Ramanathan, M., "Steady State Model for Activated Sludge with Constant Recycle Sludge Concentration", Bioeng. Lab. Oklahoma State Univ., Stillwater, Oklahoma 74074, (1971).
- 27.- Aiba, S.: Humphrey, A.E. et Millis, N.F., "Kinetics - Preliminary remarks on fermentation kinetics", Manual Biochemical Engineering, pp. 75-105, Academic Press, New-York, (1965).
- 28.- Edwards, H. Victor, "The Influence of High Substrate Concentrations of Microbial Kinetics", Biotechnology and Bioengineering, vol. XII, pp. 679-712, (1970).
- 29.- Andrews, John F., "Kinetics of Biological Waste Treatment Processes". Biological Waste Treatment, Ed.: Canale, page 5. Biotechn. and Bioeng. Symp. No. 2, (1972).
- 30.- Nemerow, N.L. "Liquid Waste of Industry. Theories, Practices and Treatment". pp. 113-119, Addison Wesley Publishing Company, pp. 113-119, (1971).
- 31.- Eckenfelder, W.W., "Water Quality Engineering for Practicing Engineers", pp. 154-213, Barnes and Noble, (1970).

- 32.- Metcalf et Eddy, Inc., "Wastewater Engineering"- Collection Treatment, Disposal, pp. 373-421, 481-573, (1971).
- 33.- Poon, Calvin, P.C. et Wang, Kuang-Kai, "Oxygenation and High Rate Biological Treatment Process", Journal WPCF, vol. 44, No. 2, fév. 1972.
- 34.- Eckenfelder, W.W., "Industrial Water Pollution Control", Mc Graw-Hill Series in Sanitary Science, pp. 179-187, (1966).
- 35.- Eckenfelder, W.W. "Aerobic Biological Treatment: Activated Sludge", Manual of Industrial Waste Treatment, vol. 1, pp. 229-315, Pergamon Press, (1955).
- 36.- Grader, R.J.; Dedeke, W.C.; Powel, C.I. et Wiebelt, A.H., "Pilot Plant Results Using Pure Oxygen for Treating New Orleans Wastewater", Water 1972 Alch. E Symp. Series 129, vol. 69, (1973).
- 37.- Humenick, M.J. et Ball, J.E., "Kinetics of Activated Sludge Oxygenation", Jour. WPCF, vol. 46, No.4, pp. 735-747, avril 1974.

- 38.- Poon, C.P.C. et Wang, K.C., "Oxygenation and High-Rate Biological Treatment Process", Journal WPCF, vol, 44, No. 2, p. 265, (1972).
- 39.- Ryder, D.N. et Sinclair, C.G., "Model for the Growth of Aerobic Microorganism under Oxygen Limiting Conditions", Dépt. de Gén. Chim. Univ. de Manchester, Inst. de Sciences et de Technologie, Manchester, Angleterre (1972).
- 40.- Sinclair, C.G. et Brown, D.E., "Effect of Incomplete Mixing on the Analysis of the Static Behaviour of Continuous Cultures", Dépt. de Gén. Chim. de l'Inst. de Sciences et Technologie de Manchester, (1972).
- 41.- Stensel, H.D. et Shell, G.L., "Two Methods of Biological Treatment Design", Journal WPCF, vol. 46, No. 2, pp. 271-283, fév. 1974.
- 42.- Eckenfelder, W.W., "Advances in Biological Waste Treatment. Proceeding of the Third Conf. on Biological Waste Treatment", N.Y., 1960 (pub. 1963), Eng. N.Y. Mc Millan.
- 43.- Watson, G.V., "Nutrient Requirement in Effluent and Water Treatment", Water Treatment Journal, No.11, pp. 504-507, (1972).

44.- Characklis, W.G. et Busch, A.W., "Industrial Wastewater Treatment", Bull. Chem. Eng./Deskbook issue, pp. 61-66, 8 mai 1972.

45.- Neal, L.A. et Tsivoglou, E.C., "Tracer Measurement of Aeration Performance", Journal WOCF, vol. 46, No. 2, pp. 247-259, fév. 1974.

46.- Streeter, H.W. et Phelps, E.B., "A Study of the Pollution and Natural Purification fo the Ohio River. III. Factors Concerned in the Phenomena of Oxydation and Reaeration", Pub. Health Bull., No. 146, U.S. Pub. Health Ser., Washington, D.C. (1925).

47.- Azad, H.S. et Hayden, P.L., "Activated Sludge", Journal, WPCF, vol. 44, No. 6, pp. 925-934, juin 1972.

48.- Azad, H.S.; McKee, A.G. et Khera, A.K., "Activated Sludge", une revue de littérature, Journal WPCF, vol. 45, No. 6, pp. 1041-1049, (1973).

49.- Kalinske, A.A., "Turbulence and its Role in Designing and Evaluation Activated Sludge Aeration Bassins", Alche.E. Symp. Series pp. 6-12, Water 1972.

- 50.- Thabaraaj, G. et Gaudy, F., "Effect of Dissolved Oxygen Concentration on the Metabolic Response of Completely Mixed Activated Sludge", (Chem. Abst. 71:94550v, 74:90911c, 1969). Oklahoma State Univ., Stillwater, Okla. J. Water Pollut. Contr. Fed. 1960, 41 (8) (Pt. 2), R 322-R 335, (Eng).
- 51.- Imhoff, Karl; Muller, W.J. et Thistlethwayte, D.K.B., "Activated Sludge Treatment", Manual Disposal of Sewage and other Waterborne Wastes, 2nd ed., Ann Arbor Science Publishers Inc., pp. 217-253, (1971).
- 52.- Randall, C.W.; Edwards, H.R. et King, P.H., "Microbial Process for Acidic Low-Nitrogen Wastes", Journal WPCF, vol. 44, No. 3, pp. 401, mars 1972.
- 53.- Jones, P.H., "Experiments with Bulking Sludge and its Ability to Degrade High Carbohydrates Wastes and Sulphite Waste Liquor", Pulp and Paper Magazine of Canada, pp. T 140-145, T, 162-163, Convention issue 1966.
- 54.- Farquhar, G.I. et Boyle, W.C., "Control of Thiobacillus in Activated Sludge", Journal WPCF, vol. 44, No. 1, pp. 14-24, janv. 1972.

- 55.- Eckenfelder, W.W. et Mc Cake J., "Process Design of Biological Oxidation Systems for Industrial Waste Treatment", Manual of Ind. Waste Treatment, pp. 157-187, (1960).
- 56.- Carnes, Billy A., "Laboratory Simulation and Characterization for Water - Pollution Control", Chem. Eng., pp. 97-103, 11 déc. 1972.
- 57.- Gellman, I., "A Manual of Practice for Biological Waste Treatment in the Pulp and Paper Industry", Technical Bulletin No. 24, National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement, 260 Madison Ave., New-York, janv. 1971.
- 58.- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, p. 541, 12e édition, American Public Health Association Inc., No. 4, (1965).
- 59.- Forss, J., "The Composition of a Spent Spruce Sulphite Liquor", p. 113, Thèse de Ph. D., Université de Helsinki, Abs. Akademi (1961).
- 60.- Environmental Engineers' Handbook, vol. 1, Water Pollution, pp. 836-857, Béla G. Liptak, éditeur, Chilton Book Company, Radnor, Pennsylvania, (1974).

- 61.- Robinson, P.E. et Coughlan, F.P., "Municipal Industrial Waste Treatment Costs", TAPPI, vol. 54, No: 12, pp. 2005-2010, déc. 1971.
- 62.- Gellman, I., "Biological Decomposition", CPPA, Technical Section Proceedings, pp. T-255 - T-259, (1964).
- 63.- Chemical Engineering / Deskbook Issue /, "Water Pollution Control", publié par la Cie Mc Graw-Hill, pp. 65-68, 21 juin 1971.
- 64.- Ryder, R.A., "Dissolved-Oxygen Control in Activated Sludge", Proc. 24th Ind. Waste Conf., Purdue Univ. Ext. Ser. 135, 238, (1969).
- 65.- Forster, C.F., "Separation of Activated Sludge Dewatering: Factors Affecting Drainability", Journal Water Poll. Control Fed., 43, 102, (1971).
- 66.- Tötterman, H., "The Sulphite Pulp Mills and Water Pollution", Translation of a Paper, Published in Paperi Ja Puu Paper Och Trä 48 (1966): 9, 497-499, 502-524, 506-510.
- 67.- Stanier, R.Y.; Doudoroff, M. et Adelberg, E.A., "The Nature of the Microbial World", Manual Microbial World, 3e édition, Prentice-Hall, Inc., New Jersey, p. 89, (1970).