

Université du Québec

Mémoire  
présenté à

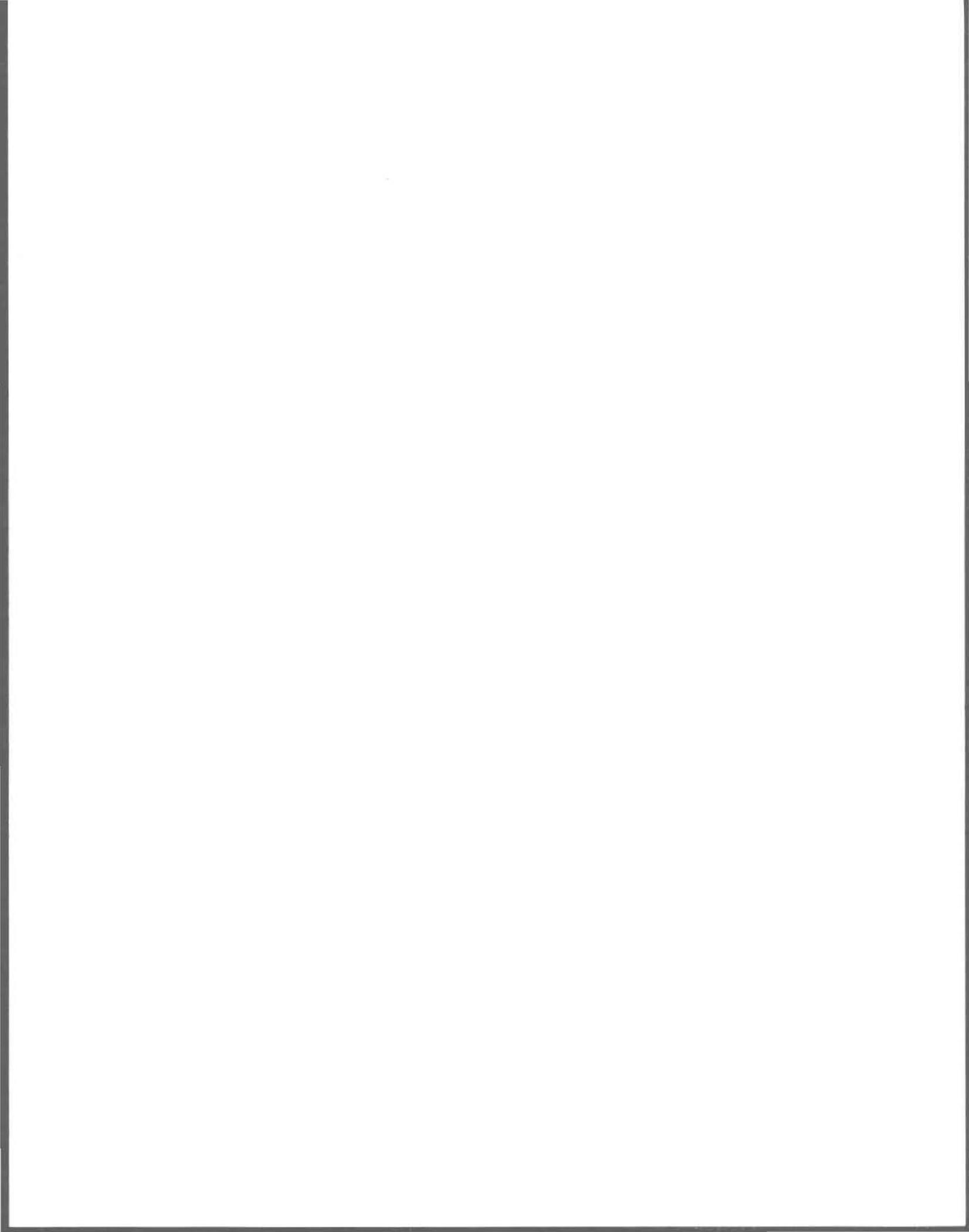
l'Institut national de la recherche scientifique  
(INRS-Eau)

comme exigence partielle  
de la  
maîtrise ès Sciences de l'Eau  
par

Stéphane Gariépy  
(Ing. jr et agr., B.Sc.A. Génie Rural)

Production de protéines alimentaires par procédé  
bactérien aérobie thermophile:  
étude de cas d'un effluent d'abattoir

Septembre 1987



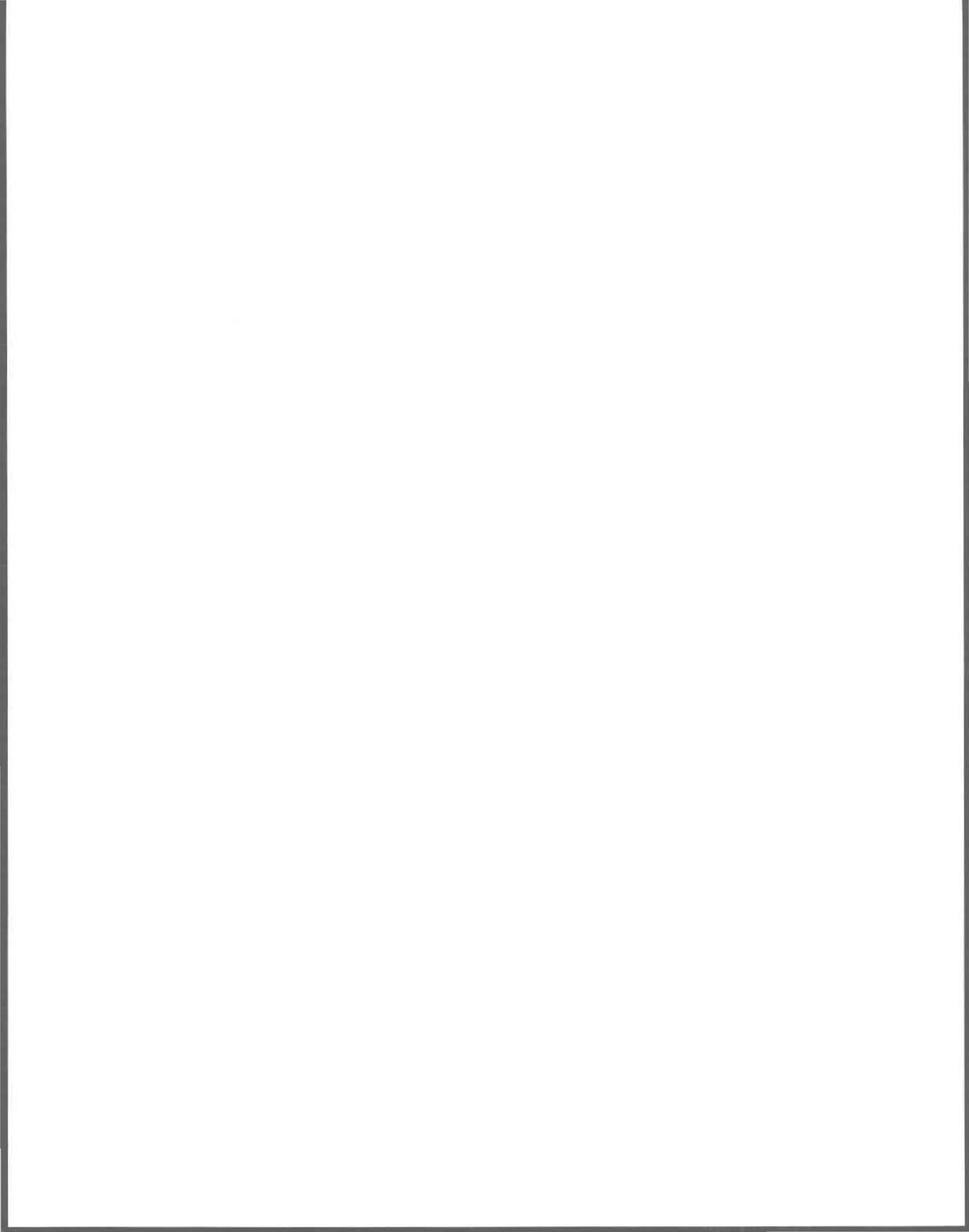
## REMERCIEMENTS

Je désire premièrement adresser mes remerciements les plus sincères à monsieur Denis Couillard, directeur de la thèse qui, par ses discussions fructueuses, m'a appuyé et dirigé tout au long des travaux de recherche et de rédaction.

Je remercie également monsieur Francis T. Tran qui a su me prodiguer de judicieux conseils le long de mon cheminement.

Ma reconnaissance est aussi exprimée à l'égard du personnel de l'INRS-Eau impliqué, tant au service de la documentation que des laboratoires. Je remercie de façon particulière madame Suzanne Dussault dont la contribution à la présentation finale de ce mémoire a été grandement appréciée.

Enfin, je veux témoigner ma gratitude la plus profonde à Celui qui enseigne la connaissance aux humains, ainsi qu'à mon épouse Jackie et à notre fils Charles en qui j'ai constamment puisé mon encouragement, et à qui je dédie cet ouvrage.



## RÉSUMÉ

Les rejets de l'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes ont été classés les plus dommageables à l'environnement par l'EPA (Agence de protection de l'environnement des États-Unis) parmi les effluents agro-industriels. Ces eaux usées, caractérisées par une demande en oxygène élevée, une odeur et une couleur marquée et une qualité bactériologique médiocre, ne peuvent être ni déversées dans un cours d'eau pour des raisons écologiques, ni rejetées dans un égout municipal parce que causant de sérieux problèmes d'opération lors du traitement conjoint avec les effluents domestiques; ces effluents doivent donc être traités à un niveau acceptable sur le site même de l'usine, et à un coût élevé. D'autre part, ces effluents sont généralement libres de contamination par les métaux lourds et par les pesticides, et facilement traitables par voies biologiques; il se prêtent donc bien à un procédé produisant une biomasse commercialisable pour l'alimentation animale.

Le procédé aérobie thermophile proposé, dérivé du procédé de traitement par boues activées, consiste à multiplier dans un effluent une culture bactérienne mixte en conditions aérobie à une température variant entre 45 et 65°C. La biomasse protéique ainsi cultivée est séparée du milieu de croissance par sédimentation gravitaire et par centrifugation, et ensuite séchée, avant d'être incorporée dans l'alimentation animale. Afin de démontrer la faisabilité technique de cette approche, un effluent d'abattoir a été soumis à une série d'essais à l'échelle du laboratoire dans un bio-réacteur opéré sans recyclage des cellules, à des températures de 45, 52 et 58°C. L'efficacité du procédé

sur le plan traitement a été révélée par l'enlèvement de plus de 90% de la DCO (demande chimique en oxygène) pour tous les temps de séjour étudiés (6, 12, 18, 24 et 30 heures) à 45 et 52°C, alors qu'à 58°C une réduction de plus de 86% était atteinte, exception faite du temps de séjour de 6 heures. L'efficacité de l'enlèvement du phosphore s'est aussi montrée excellente avec une réduction de plus de 74% de l'orthophosphate à tous les temps de séjour étudiés. En outre, le contenu en protéines brutes de la biomasse recueillie a atteint en moyenne près de 70%, et la composition en acides aminés de la protéine est adéquate pour autoriser l'introduction de la biomasse à titre de concentré dans les rations alimentaires du porc et de la volaille.

## TABLE DES MATIÈRES

	Page
REMERCIEMENTS .....	i
RÉSUMÉ .....	iii
TABLE DES MATIÈRES .....	v
LISTE DES TABLEAUX .....	xi
LISTE DES FIGURES .....	xv
NOMENCLATURE .....	xvii
INTRODUCTION .....	3
 CHAPITRE 1 - PROBLÉMATIQUE	
1.1 L'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes ..	7
1.1.1 Description du secteur industriel .....	7
1.1.2 Caractéristiques des effluents .....	9
1.2 État de la situation au Québec .....	11
1.2.1 Charge polluante de l'industrie québécoise des viandes	11
1.2.2 État de l'engagement des industries agro-alimentaires dans le processus d'assainissement .....	13
1.2.3 Approches au problème du traitement des effluents agro-industriels .....	15
1.2.3.1 Traitement conjoint .....	16
1.2.3.2 Traitement à l'usine .....	17
1.2.3.3 Pré-traitement à l'usine .....	19
1.3 Protéines d'organismes unicellulaires (P.O.U.) .....	20
1.3.1 Historique des P.O.U. ....	20
1.3.2 Avantages des P.O.U. ....	21
1.3.3 Échec des grands procédés .....	24
1.3.4 Production de P.O.U. sur substrats de faible valeur commerciale .....	26
1.4 Valorisation des effluents de l'industrie des viandes par la production de P.O.U. ....	29
1.4.1 Solution globale aux problèmes de traitement .....	29
1.4.2 Les effluents de l'industrie des viandes: un substrat approprié .....	30
1.4.3 Nécessité d'une technologie simple .....	31

## TABLE DES MATIÈRES

	Page
CHAPITRE - 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE	
2.1 Revue des procédés de traitement avec récupération de protéines dans l'industrie des viandes .....	35
2.1.1 Procédés d'extraction directe des protéines .....	35
2.1.2 Procédés biologiques .....	39
2.1.2.1 Boues activées recyclées dans l'alimentation animale .....	39
2.1.2.2 P.O.U. sur effluents de l'industrie des viandes .....	42
2.2 Procédé aérobie thermophile par culture bactérienne mixte non-aseptique .....	43
2.2.1 Choix des micro-organismes .....	43
2.2.1.1 Facteurs impliqués dans le choix des micro-organismes .....	43
2.2.1.2 P.O.U. bactérien .....	44
2.2.1.3 Organismes thermophiles .....	51
2.2.2 Choix du mode d'alimentation et du type de culture ...	55
2.2.2.1 Alimentation en continu ou semi-continu .....	55
2.2.2.2 Culture mixte pour la production de P.O.U. ..	57
2.2.3 Travaux ultérieurs sur les procédés aérobies thermophiles .....	60
2.2.4 Description du procédé proposé .....	66
2.3 Modèle mathématique de la cinétique microbienne .....	66
2.3.1 Utilité des modèles mathématiques .....	66
2.3.2 Cinétique microbienne .....	67
2.3.2.1 Cinétique de croissance en système fermé ("batch") .....	68
2.3.2.2 Cinétique appliquée aux cultures en système continu .....	72
2.3.3 Effets de la température sur les coefficients biocinétiques .....	76
2.4 Paramètres d'optimisation .....	77
2.4.1 Production de biomasse .....	78

## TABLE DES MATIÈRES

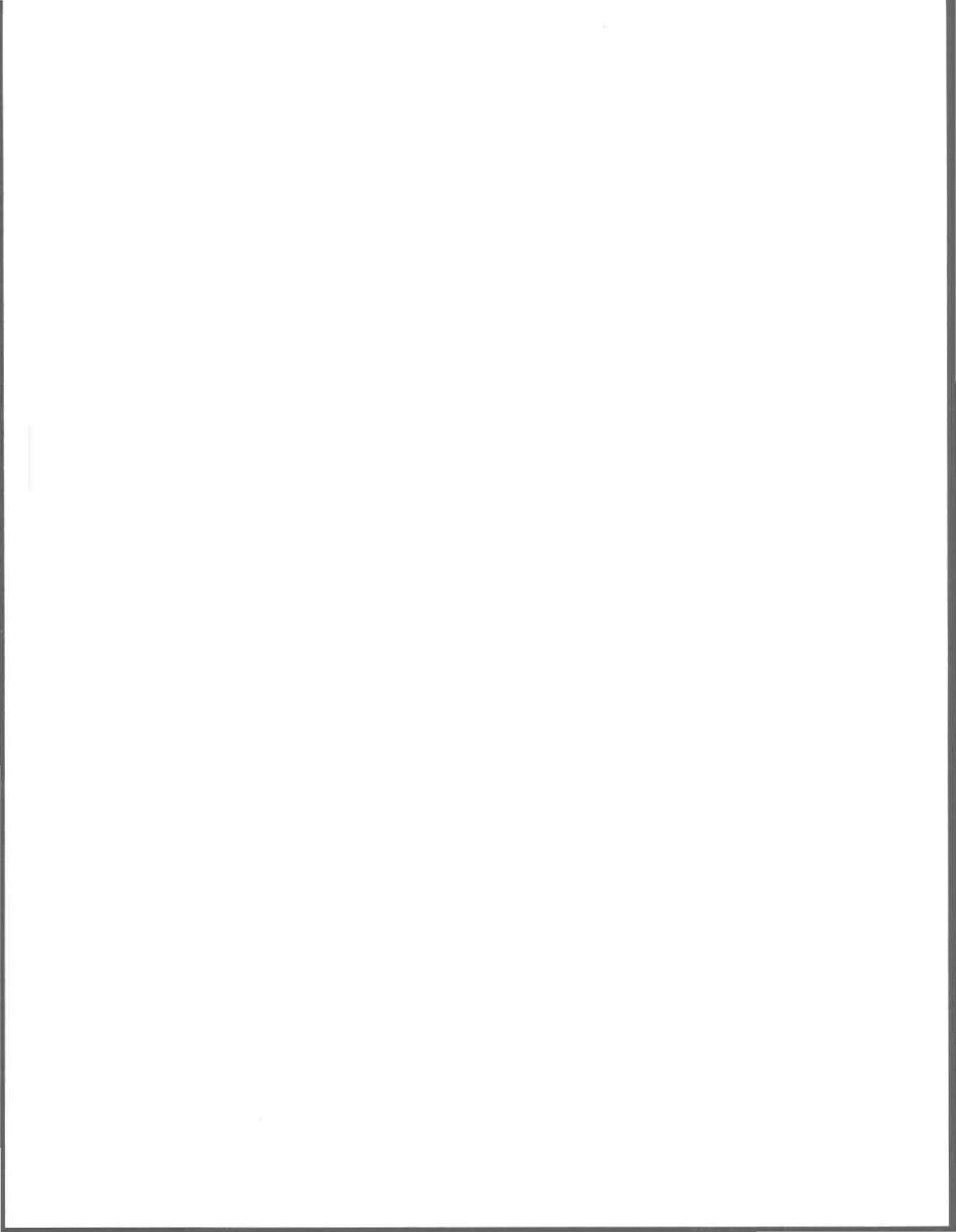
	Page
2.4.1.1 Rendement net .....	79
2.4.1.2 Conversion globale .....	80
2.4.1.3 Productivité .....	81
2.4.1.4 Concentration de la biomasse .....	81
2.4.1.5 Contenu en protéines .....	82
2.4.2 Traitement des eaux usées .....	84
CHAPITRE 3 - PHASE EXPÉRIMENTALE	
3.1 Objectifs .....	89
3.2 Planification expérimentale .....	90
3.3 Matériel .....	91
3.3.1 Milieu de culture .....	91
3.3.2 Bio-réacteur .....	91
3.3.3 Alimentation et retrait du substrat .....	93
3.3.4 Contrôle du moussage .....	95
3.4 Méthode .....	95
3.4.1 Protocole expérimental .....	95
3.4.1.1 Établissement de la population bactérienne ..	95
3.4.1.2 Échantillonnage .....	96
3.4.2 Techniques d'analyse .....	98
3.4.2.1 Pré-traitement des échantillons .....	98
3.4.2.2 Concentration de la biomasse .....	100
3.4.2.3 Demande chimique en oxygène .....	102
3.4.2.4 Demande biochimique en oxygène .....	102
3.4.2.5 Carbone organique dissous .....	102
3.4.2.6 Azote ammoniacal .....	103
3.4.2.7 Nitrites et nitrates .....	103
3.4.2.8 Orthophosphate .....	104
3.4.2.9 Huiles et graisses .....	104
3.4.2.10 Métaux lourds .....	104
3.4.2.11 Coliformes fécaux .....	105
3.4.2.12 Indice de volume des boues .....	105
3.4.2.13 Azote total dans la biomasse .....	105
3.4.2.14 Composition en acides aminés de la protéine .	106
3.5 Résultats bruts .....	107

## TABLE DES MATIÈRES

	Page
3.5.1 Évolution de la charge polluante de l'effluent .....	107
3.5.2 Évolution des quantités de solides dans l'effluent ...	107
3.5.3 Évolution de la qualité de la biomasse protéique .....	113
 CHAPITRE 4 - ANALYSE DES RÉSULTATS	
4.1 Potentiel d'utilisation de l'effluent d'abattoir pour la production de P.O.U. ....	119
4.1.1 Contenu en nutriments .....	119
4.1.2 Substances toxiques .....	120
4.2 Calcul des coefficients biocinétiques .....	120
4.2.1 Difficultés propres au système utilisé .....	120
4.2.2 Rendement réel (Y) et coefficient de respiration endogène ( $k_d$ ) .....	122
4.2.3 Taux de croissance maximal ( $\mu_m$ ), constante de satura- tion ( $K_s$ ) et taux spécifique maximal d'utilisation du substrat .....	123
4.3 Efficacité du traitement .....	126
4.3.1 Réduction de la charge organique .....	126
4.3.2 Réduction de la charge inorganique .....	130
4.3.2.1 Orthophosphate .....	130
4.3.2.2 Azote ammoniacal .....	132
4.3.3 Destruction des organismes pathogènes .....	135
4.3.4 Décantabilité .....	135
4.4 Valeur protéique de la biomasse produite .....	136
4.4.1 Protéine brute .....	136
4.4.2 Composition en acides aminés de la protéine .....	137
4.4.3 Digestibilité .....	145
4.5 Production de biomasse .....	145
4.5.1 Rendement .....	145
4.5.2 Conversion globale .....	150
4.5.3 Production et concentration de la biomasse .....	153

## TABLE DES MATIÈRES

	Page
CHAPITRE 5 - DISCUSSION	
5.1 Considérations techniques en prévision de la mise-à-l'échelle du procédé pour le traitement d'un effluent d'abattoir de porcs .....	161
5.1.1 Autosuffisance en chaleur du système thermophile .....	161
5.1.2 Exigence en oxygène du procédé .....	166
5.1.2.1 Aspects théoriques du transfert de l'oxygène dans les températures thermophiles .....	166
5.1.2.2 Évaluation des besoins en oxygène du procédé pour un effluent d'abattoir hautement chargé .....	168
5.1.2.3 Choix d'un bio-réacteur .....	169
5.1.3 Récupération de la biomasse .....	173
5.1.3.1 Caractéristiques de décantabilité des effluents traités par procédé thermophile ...	174
5.1.3.2 Investigation des techniques usuelles de récupération et de séchage des biomasses .....	175
5.1.4 Esquisse du procédé complet .....	179
5.2 Considérations diverses en prévision de la mise-en-marché du produit protéique .....	181
5.2.1 Sécurité du produit .....	181
5.2.2 Aspects sociaux et institutionnels .....	183
5.2.3 Compétitivité du produit .....	185
5.3 Possibilités d'application du procédé .....	186
5.3.1 Facteurs impliqués dans l'économie du procédé .....	186
5.3.2 Effluents susceptibles d'être traités par procédé thermophile .....	190
CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS .....	195
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES .....	203
ANNEXE 1 .....	245
ANNEXE 2 .....	249
ANNEXE 3 .....	253
ANNEXE 4 .....	257
ANNEXE 5 .....	261
ANNEXE 6 .....	265



## LISTE DES TABLEAUX

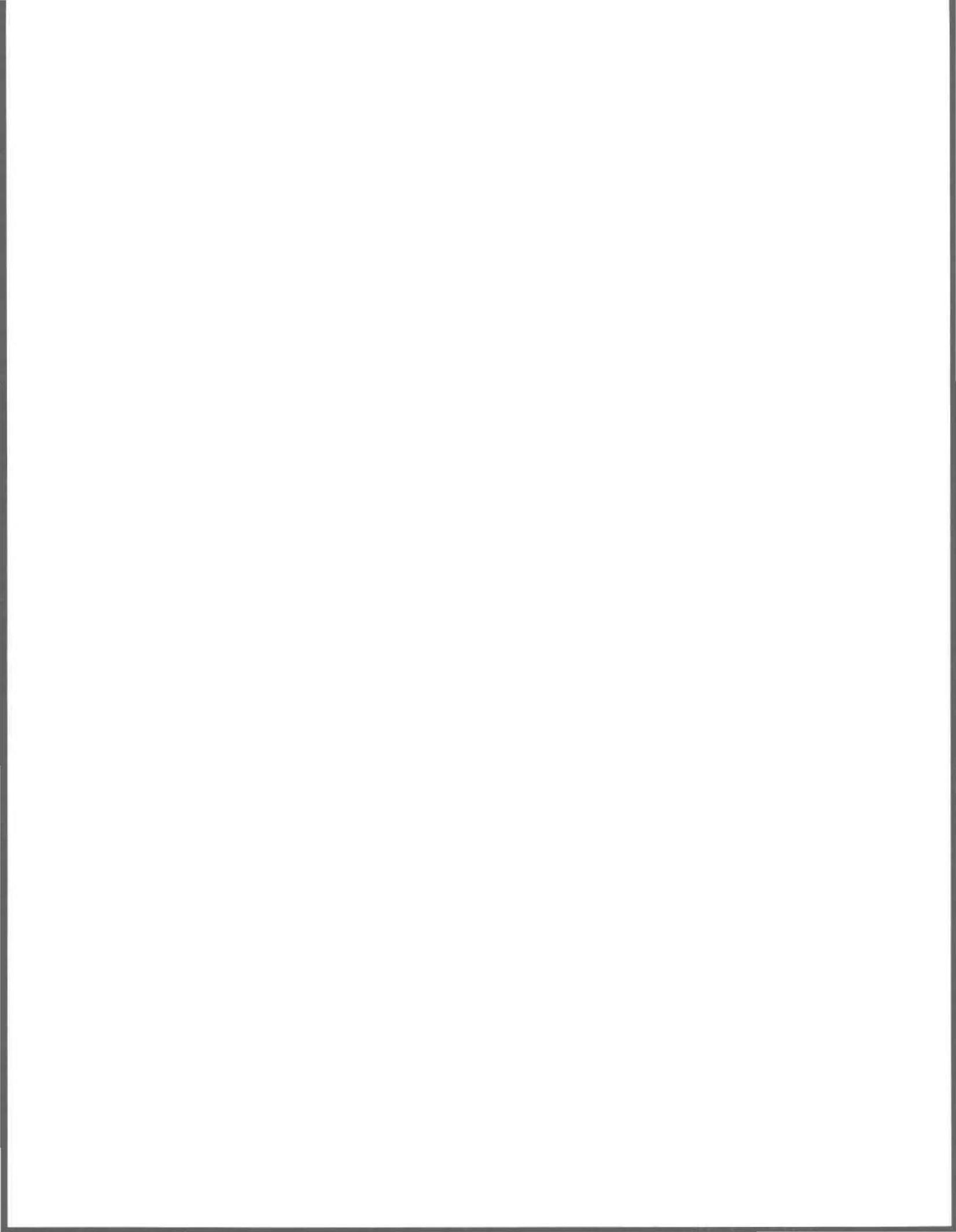
	Page
1.1 Consommation en eau de quelques usines du secteur des viandes ....	8
1.2 Caractéristiques d'effluents typiques d'abattoirs de bétail et de volaille, et d'usine d'équarrissage .....	12
1.3 Rejets des abattoirs québécois en 1984 .....	14
1.4 Temps de doublement de divers organismes .....	23
1.5 Contenu en protéines typiques de certains micro-organismes et aliments conventionnels .....	23
2.1 Critères de sélection des micro-organismes .....	45
2.2 Taux de croissance spécifique de divers micro-organismes .....	48
2.3 Composition en acides aminés de divers micro-organismes .....	49
2.4 Avantages du procédé de digestion aérobie thermophile des boues ..	65
2.5 Quelques caractéristiques nutritionnelles d'un aliment .....	83
2.6 Quelques facteurs affectant la valeur protéique des P.O.U. ....	83
2.7 Paramètres majeurs de qualité des eaux usées .....	85
3.1 Période d'attente exprimée en temps de séjour ( $\theta$ ) pour la réalisation du régime permanent .....	97
3.2 Paramètres analysés dès la réception de l'effluent brut .....	97
3.3 Fréquence d'échantillonnage et type d'échantillon utilisé pour chaque paramètre .....	99
3.4 Caractéristiques de l'effluent brut .....	108
3.5 Évolution du pH, de la conductivité et de la couleur de l'effluent	109
3.6 Évolution de la charge organique exprimée en DCO et DOC .....	110
3.7 Évolution de la charge inorganique exprimée en $\text{PO}_4^{3-}$ et $\text{NH}_4^+$ .....	111
3.8 Évolution des solides exprimés en MeS et MVeS .....	112
3.9 Contenu en azote total Kjeldahl et équivalent en protéines brutes de la biomasse produite .....	114

LISTE DES TABLEAUX (SUITE)

	Page
3.10 Composition en acides aminés de la protéine de la biomasse thermophile .....	115
4.1 Comparaison de la concentration moyenne en métaux de l'effluent aux normes de qualité pour les eaux de boisson .....	121
4.2 Valeurs de $Y$ et $k_d$ déterminées pour les 3 températures étudiées ..	124
4.3 Valeurs de $K_s$ , $\mu_m$ et $q_m$ déterminées pour les 3 températures étudiées .....	127
4.4 Réduction de la charge organique (%) en termes de DCO .....	127
4.5 Comparaison des taux spécifiques maximaux d'utilisation du substrat ( $q_m$ ) de diverses études .....	129
4.6 Efficacité (%) de l'enlèvement du phosphore sous la forme orthophosphate ( $PO_4$ ) .....	132
4.7 Variation (%) de la concentration en azote ammoniacal ( $NH_4^+$ ), avant et après traitements .....	132
4.8 Concentration moyenne en protéines brutes (P.B.) pour chaque température et moyenne générale .....	138
4.9 Concentration en protéines brutes de diverses biomasses bactériennes .....	139
4.10 Concentration en protéines brutes (P.B.) de divers concentrés protéiques pour animaux .....	140
4.11 Composition en acides aminés de la protéine de la biomasse thermophile comparée à diverses biomasses .....	142
4.12 Comparaison du contenu en acides aminés de la biomasse thermophile à celui de divers suppléments protéiques et aux besoins du poulet, du porc et du poisson .....	143
4.13 Portion utilisable de la protéine de quelques aliments (%) .....	146
4.14 Comparaison des coefficients biocinétiques obtenus .....	148
4.15 Incidence de la méthode d'enrichissement sur le taux maximal de croissance ( $\mu_m$ ) et la constante de saturation ( $K_s$ ) .....	154

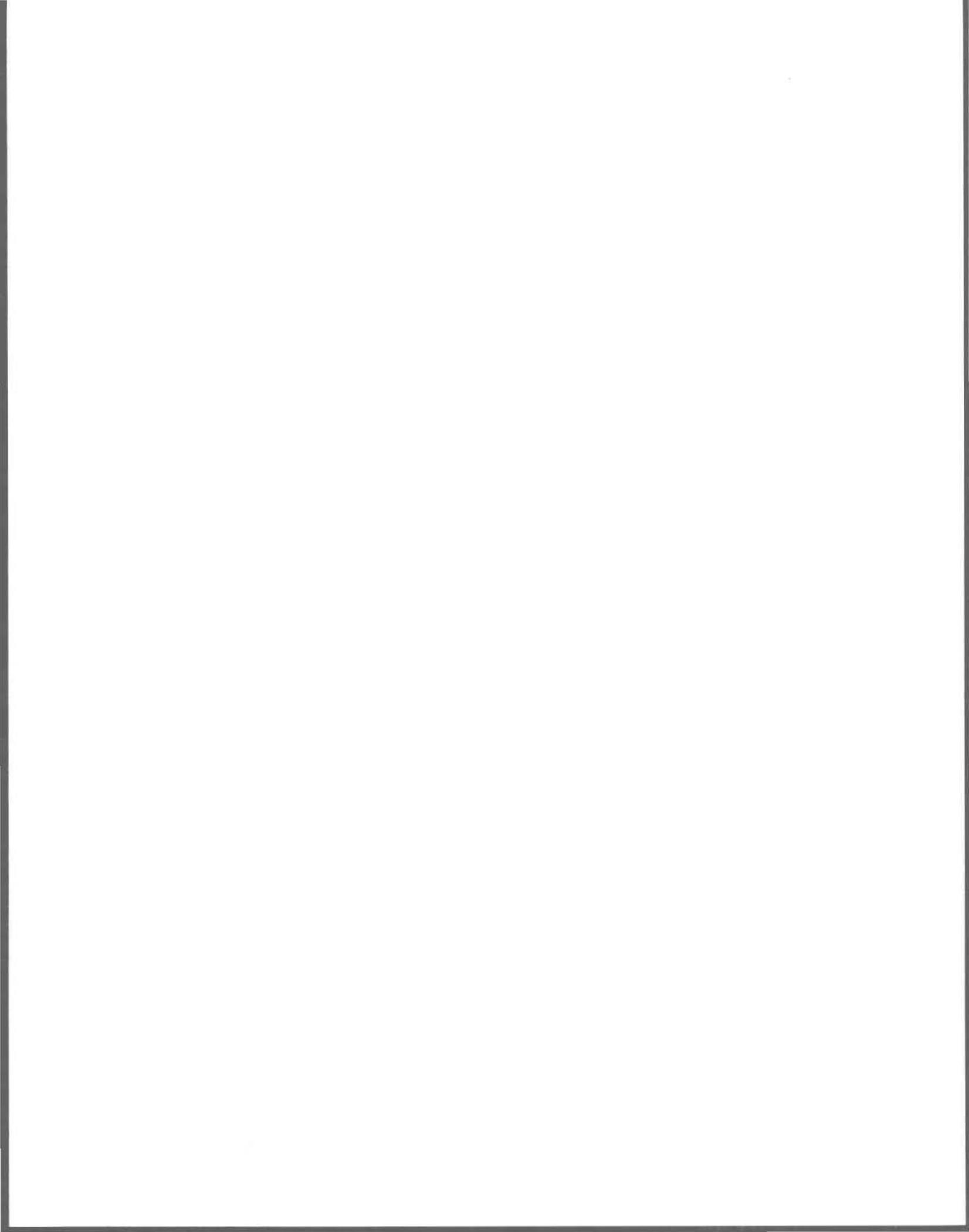
LISTE DES TABLEAUX (SUITE)

	Page
5.1 Facteurs techniques affectant les coûts d'un procédé de production de P.O.U. ....	162
5.2 Valeurs des coefficients d'utilisation de l'oxygène rapportés dans la littérature .....	170
5.3 Agents flocculants compatibles avec l'alimentation animale .....	178
5.4 Facteurs impliqués dans l'économie du procédé .....	188
5.5 Effluents susceptibles d'être employés comme substrat pour la production de protéines bactériennes thermophiles .....	191



## LISTE DES FIGURES

	Page
3.1 Schéma du montage expérimental .....	92
3.2 Évolution de la température dans le réservoir du substrat et le bio-réacteur .....	94
3.3 Schéma global des analyses et pré-traitements effectués .....	101
4.1 Évolution du pH dans le bio-réacteur .....	134
4.2 Rendement net observé et calculé .....	149
4.3 Conversion globale observée et calculée .....	151
4.4 Productivité du système .....	155
5.1 Réacteur agité mécaniquement; réacteur à recyclage interne pneumatique .....	172
5.2 Représentation schématique du procédé .....	180

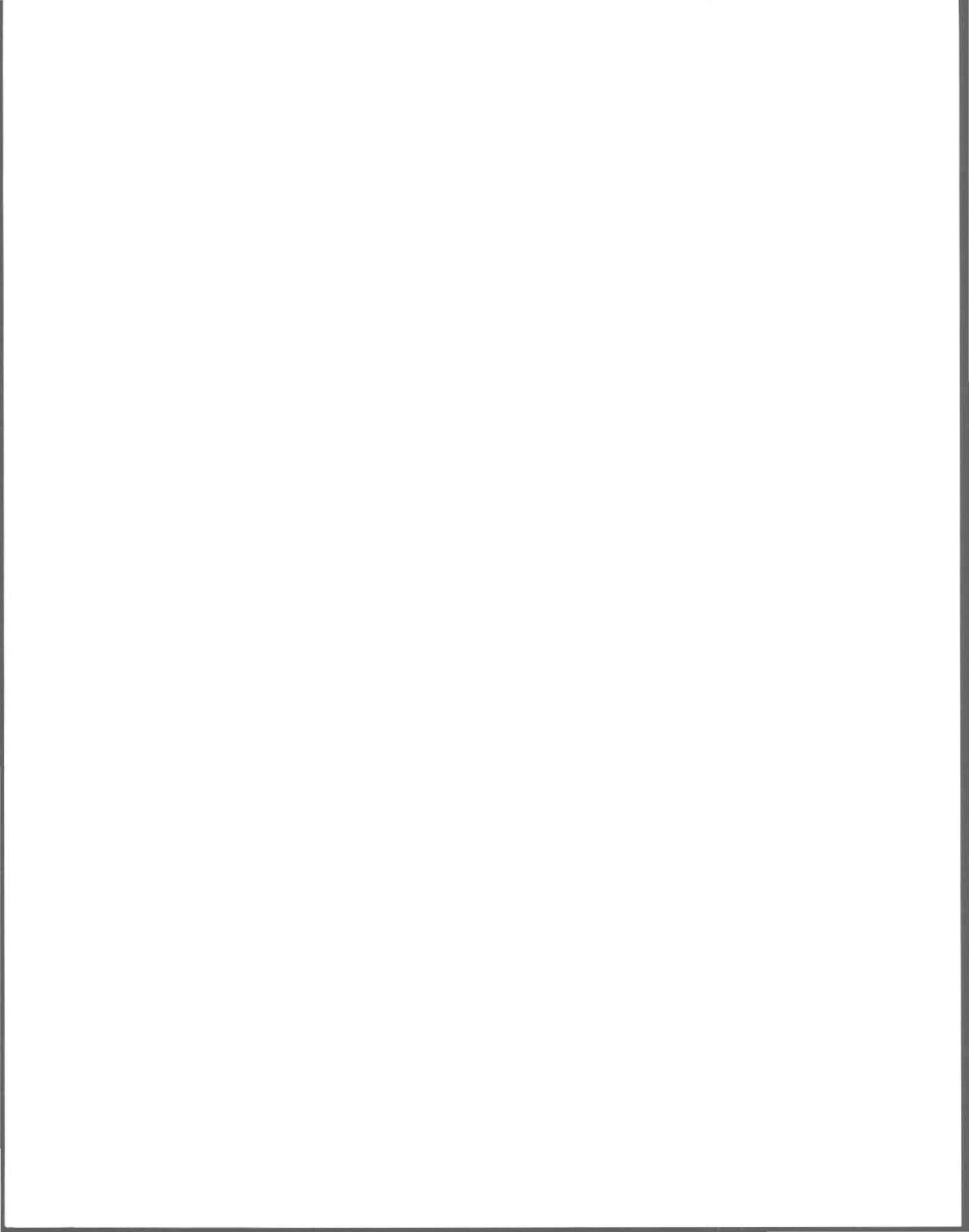


## NOMENCLATURE

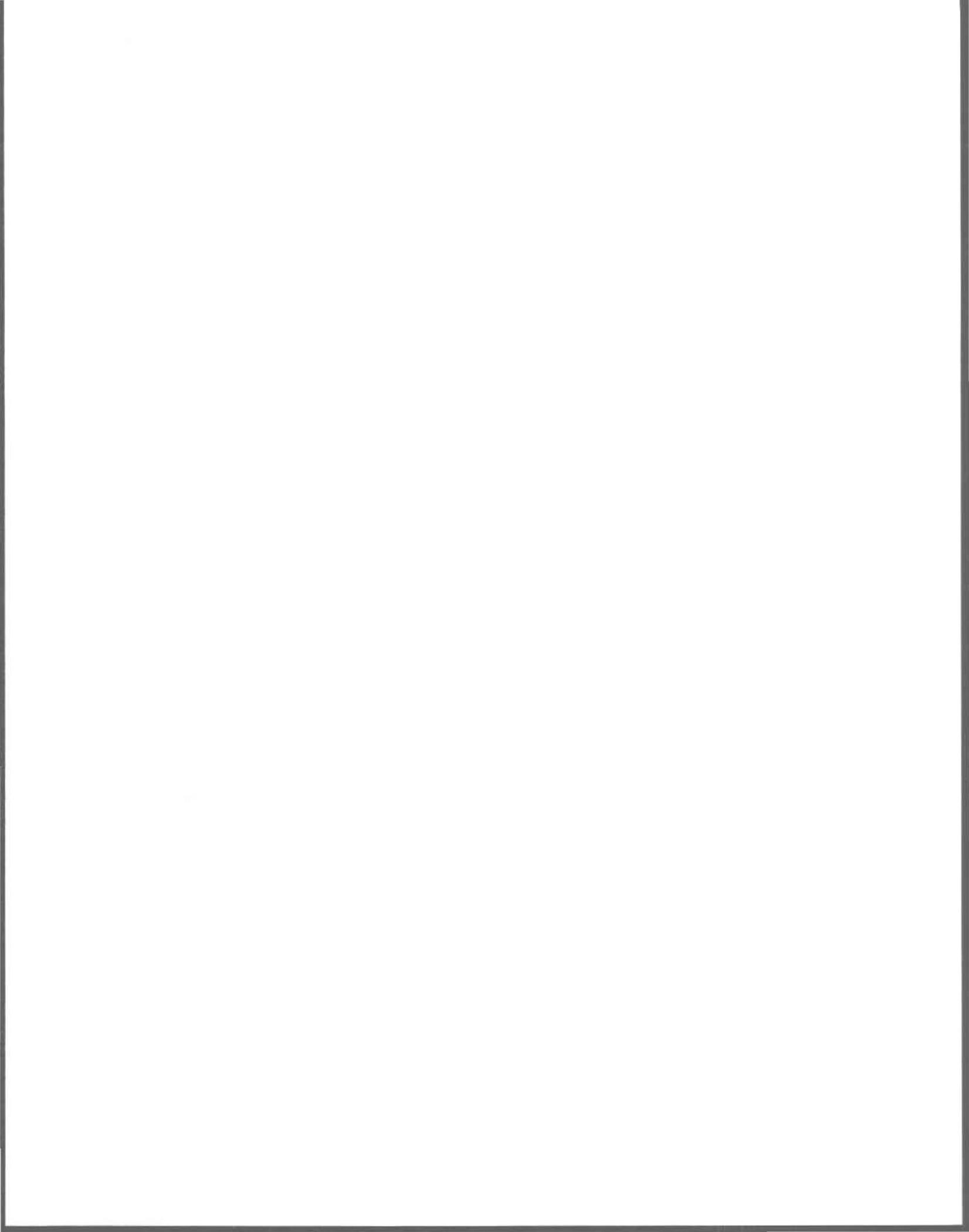
A	: surface d'échange entre les phases gazeuse et liquide [ $L^2$ ];
a	: coefficient d'utilisation de l'oxygène pour l'oxydation du substrat [ $M \cdot M^{-1}$ ];
b	: coefficient d'utilisation de l'oxygène pour la respiration endogène [ $M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$ ];
$C_a$	: concentration en oxygène actuelle dans le liquide [ $M \cdot L^{-3}$ ];
$C_s$	: concentration en oxygène à saturation dans le liquide [ $M \cdot L^{-3}$ ];
$C_1, C_2$	: coefficients des taux de réaction aux températures $T_1$ et $T_2$ dans l'équation d'Arrhenius;
C.F.	: coliformes fécaux;
C.T.	: coliformes totaux;
C:N:P	: rapport carbone-azote-phosphore;
COD	: carbone organique dissous;
Cond.	: conductivité;
Coli.	: coliformes;
D	: taux de dilution dans le bio-réacteur [ $T^{-1}$ ];
$D_f$	: coefficient de diffusion de la loi de Fick [ $L^2 \cdot T^{-1}$ ];
DBO	: demande biochimique en oxygène;
$DBO_5$	: demande biochimique en oxygène déterminée en 5 jours;
DCO	: demande chimique en oxygène;
$\frac{dS}{dt}$	: taux d'assimilation du substrat [ $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$ ];
$\frac{dX}{dt}$	: taux de croissance des micro-organismes [ $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$ ];
$\frac{\partial C_{O_2}}{\partial x_f}$	: gradient de concentration de l'oxygène [ $M \cdot L^{-4}$ ];
$\frac{\partial M}{\partial t}$	: taux de transfert de l'oxygène [ $M \cdot T^{-1}$ ];
$\frac{\Delta S}{\Delta t}$	: taux d'assimilation du substrat [ $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$ ];
F/M	: rapport aliments à micro-organismes ("food to microorganisms");

H & G	: huiles et graisses;
IVB	: indice de volume des boues;
$k_d$	: coefficient de respiration endogène [ $T^{-1}$ ];
$K_s$	: constante de saturation en substrat du modèle de Monod [ $M \cdot L^{-3}$ ];
LC <sub>50</sub>	: concentration létale à 50% des poissons (pourcentage volumique);
LSA	: acide ligno-sulfonique;
MeS	: matières solides en suspension;
MVeS	: matières solides volatiles en suspension;
$\mu$	: taux de croissance spécifique des micro-organismes [ $T^{-1}$ ];
$\mu_m$	: taux de croissance spécifique maximum des micro-organismes [ $T^{-1}$ ];
$\mu_n$	: taux de croissance spécifique net des micro-organismes [ $T^{-1}$ ];
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (N)	: concentration en azote ammoniacal exprimée en termes de concentration en azote [ $M \cdot L^{-3}$ ];
NTK	: azote total Kjeldahl;
OUR	: taux d'assimilation de l'oxygène [ $M \cdot T^{-1}$ ];
P.B.	: protéines brutes;
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (P)	: concentration en orthophosphate exprimée en termes de concentration en phosphore [ $M \cdot L^{-3}$ ];
P.O.U.	: protéines d'organismes unicellulaires;
q	: taux spécifique d'assimilation du substrat [ $T^{-1}$ ];
$q_m$	: taux spécifique maximal d'assimilation du substrat [ $T^{-1}$ ];
Q	: débit circulant dans le bio-réacteur [ $L^3 \cdot T^{-1}$ ];
S	: concentration en substrat dans le bio-réacteur [ $M \cdot L^{-3}$ ];
S <sub>0</sub>	: concentration en substrat à l'entrée du bio-réacteur [ $M \cdot L^{-3}$ ];
S.T.	: salmonelles totales;
T	: température;
T <sub>1</sub> , T <sub>2</sub>	: température de réaction dans l'équation d'Arrhénius (°C);
$\theta$	: temps de séjour hydraulique dans le bio-réacteur [T];
$\theta_c$	: temps de séjour des cellules ou des boues dans le bio-réacteur [T];
$\theta_c^m$	: temps de séjour auquel se produit l'entraînement de la population microbienne hors du bio-réacteur ("washout time") [T];
$\theta_t$	: coefficient thermique de l'équation d'Arrhenius;
UFC	: unités viables formatrices de colonies;

V : volume efficace du bio-réacteur [ $L^3$ ];  
 $x_f$  : épaisseur du film dans l'équation de la loi de Fick [L];  
X : concentration en biomasse dans le bio-réacteur [ $M \cdot L^{-3}$ ];  
Y : rendement réel des micro-organismes [ $M \cdot M^{-1}$ ];  
 $Y_m$  : rendement maximal des micro-organismes [ $M \cdot M^{-1}$ ];  
 $Y_n$  : rendement net des micro-organismes [ $M \cdot M^{-1}$ ].



## INTRODUCTION



## INTRODUCTION

Les grands progrès technologiques apportés par les dernières décennies, sans considération de leur impact sur l'environnement, ont mis de l'avant l'urgence pour les pays industrialisés et non-industrialisés d'utiliser plus efficacement les ressources, renouvelables ou non, dont ils disposent, dans le respect de l'équilibre écologique et environnemental (Couillard, 1982; Smith, 1981).

En addition à ce nouveau concept d'utilisation complète de la ressource, les avantages d'une gestion globale de la ressource et de l'environnement aux plans économique, social et politique, ont trouvé un intérêt accru de la part des gestionnaires conséquemment aux pressions qu'ont engendrées des facteurs tels les réglementations gouvernementales, la hausse du coût de l'énergie, les efforts de groupes environnementalistes, ou la forte demande alimentaire causée par l'accroissement rapide de la population mondiale (Couillard, 1983; Cousin, 1980).

Le secteur de l'industrie agro-alimentaire n'a pas échappé aux pressions en faveur d'une gestion globale. Les règlements environnementaux plus coercitifs et l'augmentation des coûts d'approvisionnement en eau ont incité plusieurs industries à réévaluer complètement leur mode de production afin de minimiser les besoins en eau de procédé et la génération de déchets (Kubiak et Dubuis, 1982). En effet, diverses modifications dans les techniques de traitement et de gestion de l'eau permettent de récupérer le capital non-productif et de sauver l'énergie qui est autrement consommée pour la disposition des déchets. L'avantage économique de la mise en application du concept de gestion globale

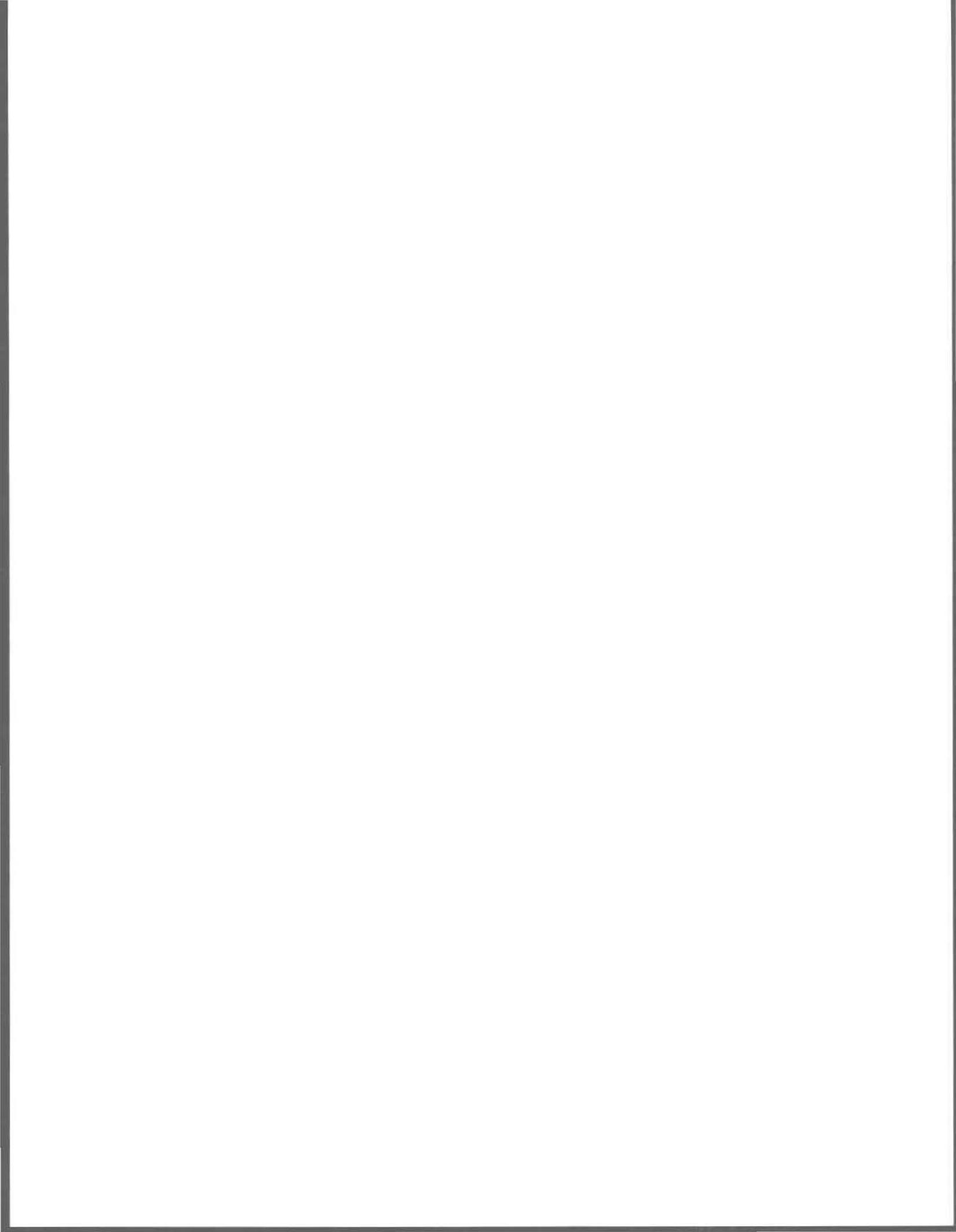
est considérable, non seulement à cause de la valeur du produit, mais parce qu'il offre une solution complète au problème de la pollution, sans avoir à disposer d'aucun résidu (Law, 1986).

La présente étude évalue la possibilité de traiter les effluents du secteur agro-alimentaire de l'abattage et de la préparation des viandes par le moyen d'un procédé aérobie thermophile par culture bactérienne mixte non-aseptique afin de produire une biomasse protéique utilisable dans l'alimentation animale. Le cas d'un effluent-type, en l'occurrence un effluent d'abattoir de porcs, est étudié dans le but de déterminer l'efficacité du procédé pour l'enlèvement de la charge polluante organique et inorganique, ainsi que les caractéristiques alimentaires de la biomasse produite. L'étude de la cinétique microbienne est en outre effectuée à l'aide d'un modèle mathématique connu, et diverses considérations relatives à la mise-à-l'échelle, à la commercialisation du produit et aux possibilités d'application du procédé, sont discutées.

Bien que l'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes ne couvre qu'un étroit secteur de l'industrie agro-alimentaire, il est espéré que cet exercice contribuera au développement des méthodes de traitement de ces effluents, tout en démontrant une approche qui examine les divers aspects du problème des rejets dans un contexte global économique et environnemental.

CHAPITRE 1

PROBLÉMATIQUE



## 1. PROBLÉMATIQUE

### 1.1 L'INDUSTRIE DE L'ABATTAGE ET DE LA PRÉPARATION DES VIANDES

#### 1.1.1 Description du secteur industriel

L'industrie des viandes regroupe des entreprises transformant trois catégories majeures de produits, soit les viandes rouges, la volaille, et les sous-produits de la préparation des viandes. Le secteur de la viande rouge comprend des abattoirs qui sont des établissements qui effectuent de l'abattage et la préparation des viandes pour le commerce de détail, et des usines de transformation qui préparent des viandes et divers produits carnés à partir de carcasses achetées ailleurs. Les usines de transformations ne font pas d'abattage. Ces distinctions n'existent pas pour la volaille où l'abattage et la préparation sont regroupés la plupart du temps dans une même usine. Les usines d'équarrissage, appelées aussi fondoirs, convertissent les sous-produits issus de l'abattage et de la transformation des viandes - viscères, os, sang, abats et viandes déclassées, divers déchets et autres sous-produits - en aliments pour bestiaux et pour animaux domestiques, et en matières brutes destinées aux industries chimiques, pharmaceutiques et cosmétiques (Do, 1985; Beszedits et Netzer, 1982; McVaugh, 1979).

Le secteur industriel de l'abattage et de la préparation des viandes fait un usage intensif de l'eau, comme le démontre le tableau 1.1 qui présente la consommation d'eau de quelques usines au Canada, aux États-Unis, en Australie et en Afrique du Sud. La consommation d'eau varie globalement entre 1,3 et 6,3 m<sup>3</sup> par 1000 kg de poids vif pour le gros bétail, alors qu'elle est de l'ordre

Tableau 1.1

Consommation en eau de quelques usines du secteur des viandes

Catégorie d'usine	Lieu	Production quotidienne (unité de 1 000 kg de poids vif)	Consommation en eau		S O U R C E
			Par unité de production (m <sup>3</sup> /1 000 kg poids vif)	Totale quotidienne (m <sup>3</sup> /jr)	
Volaille	Canada	50,1	22,7 - 32,1	1 027 - 1 434	1
Boeuf et porc	Canada	56,8	3,8 - 6,3	256 - 353	1
Boeuf	Canada	192,5	5,7	1 092	1
Équarrissage	États-Unis	--	3,3*	-----	2
Porc	États-Unis	720	1,8 - 3,0	1 200 - 2 000	1
Bétail	Australie	1 464	2,0	2 935	3
Boeuf et agneau	Australie	1 576	1,6	2 522	3
Bétail	Afrique du Sud	1 412	2,1	3 008	3

\* par 1 000 kg de matière humide traitée

(1) Stanley Ass. et Dearborn Env., 1981

(2) Dearborn Env., 1979

(3) Law, 1986

de 22,7 à 32,1 m<sup>3</sup> par 1 000 kg pour la volaille. Law (1986) donne des consommations extrêmes de 0,2 et 9,0 m<sup>3</sup> par 1 000 kg pour les abattoirs. Si l'abattoir inclut une composante de mise en conserve de la viande, ces chiffres montent à 0,8 et 20 m<sup>3</sup> par 1000 kg.

Stanley Ass. et Dearborn Env. (1981) présentent les diverses utilisations de l'eau dans le processus d'abattage du bétail. L'eau est utilisée pour le nettoyage et pour l'équipement de production, le transport des déchets et pour les opérations exigeant un transfert de chaleur telles l'échaudage, la réfrigération et le chauffage. Les quantités d'eau consommées pour une usine varient avec l'âge de celle-ci, la dimension des équipements et la complexité des opérations, ainsi qu'avec l'attitude du gestionnaire envers la conservation de l'eau, les coûts relatifs de l'eau et de l'élimination des déchets.

Pour un abattoir de bétail, la chaîne d'abattage entraîne environ 50% de la consommation d'eau totale, la triperie et boyauderie 25 à 30%; les volumes utilisés pour la stabulation des animaux et le lavage des camions sont faibles (Sachon, 1986).

#### 1.1.2 Caractéristiques des effluents

L'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes produit d'importants volumes d'eaux usées qui se caractérisent par une DBO (demande biochimique en oxygène) élevée, une odeur et une couleur marquée, et par une haute teneur en MeS (matières solides en suspension) (Beszedits et Lugowski, 1981). Les diverses opérations impliquées dans le processus d'abattage et d'empaquetage - assomage, saignage, échaudage, éviscération, lavage, etc. - contribuent à

rendre l'eau consommée fortement contaminée. Le sang, les huiles et la graisse, le fumier, les fluides physiologiques, les poils, et les particules de chair sont les éléments qui participent le plus à la forte DBO; le sang seul exerce une DBO de 90 000 mg/l (Beszedits et Netzer, 1982) ou une DCO (demande chimique en oxygène) de 320 000 mg/l (Sachon, 1986). L'effluent peut être décrit sommairement comme étant une dispersion d'hémoglobine diluée en présence de lipides, lesquels résultent des phases de lavage des carcasses et des planchers de l'abattoir (Walter et al., 1974).

La quantité de protéine contenue dans l'effluent est élevée (Joglekar et al., 1983; Russel et Cooper, 1981; Grant, 1978). L'effluent offre de plus une haute concentration d'azote non-protéique (Scott et Squires, 1984). La dégradation des composants organiques augmente la teneur en ammoniacque et génère des gaz nauséabonds comme le sulfure d'hydrogène et les mercaptans (Bissett, 1976).

Les agents nettoyants entrent aussi dans la constitution de ces eaux usées (McVaugh, 1979; Bissett, 1976), des raisons hygiéniques évidentes justifiant leur apport.

Blaise et Legault (1979) ont de plus constaté une qualité bactériologique très médiocre des eaux de l'industrie des viandes rouges. La présence de bactéries pathogènes peut entraîner des conséquences environnementales sérieuses: transmission de maladies infectieuses et transfert plasmidique de résistance aux antibiotiques.

Il est reconnu que la forte DBO, les agents nettoyants et désinfectants, l'ammoniacque et le sulfure d'hydrogène rendent très toxiques les effluents

de l'industrie des viandes pour la vie aquatique (Palmer et al., 1984; Joglekar et al., 1983; Cousin, 1980; Grant, 1978; Ware, 1977; Bissett, 1976). Aux États-Unis, en 1973, l'EPA (Environmental Protection Agency) classait les rejets de l'industrie des viandes comme les plus dommageables à l'environnement parmi les effluents agro-industriels (Beszedits et Netzer, 1982; Walter et al., 1974).

Bien que les contaminants présents dans tout le secteur des viandes soient similaires d'une catégorie d'activités à l'autre, les concentrations et débits sont cependant variables (McVaugh, 1979). Ainsi, les usines d'équarrissage se caractérisent par des débits relativement faibles (moins de 0,007 m<sup>3</sup>/s) mais très concentrés; l'abattage de la volaille exige de grandes quantités d'eau qui diluent les contaminants, diminuant leur concentration. Le niveau de technologie employé en usine est un facteur primordial dans la détermination des caractéristiques de l'effluent; une technologie avancée génère habituellement moins d'eaux usées et avec des teneurs moindres en polluants (Dearborn Env., 1979). Le tableau 1.2 présente quelques caractéristiques typiques des effluents d'abattoirs de bétail et de volaille ainsi que d'usines d'équarrissage.

## 1.2 ÉTAT DE LA SITUATION AU QUÉBEC

### 1.2.1 Charge polluante de l'industrie québécoise des viandes

À l'instar de tout le domaine agro-alimentaire québécois, le secteur de l'industrie des viandes a connu un essor considérable. De 44,6% qu'il était en

Tableau 1.2

Caractéristiques d'effluents typiques d'abattoirs de bétail et de volaille, et d'usine d'équarrissage

Paramètre	Unité	Concentration		
		Abattoir de bétail *	Abattoir de volaille	Usine d'équarrissage
pH		7,4	7,8	7,2
conductivité	$\mu\text{S} \times \text{cm}^{-1}$	1 844	--	--
MeS	matières en suspension	1 735	240	3 200
MVeS	matières volatiles en susp.	1 536	--	--
DCO	demande chimique en oxygène	4 843	--	9 600
DBO <sub>5</sub>	demande biochimique en oxygène en 5 jours	2 069	404	4 419
H&G	huiles et graisses	897	72	4 320
NTK	azote total en N	248	160	264
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	azote ammoniacal en N	---	50	215
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	orthophosphate total en P	27,5	--	29,8
LC <sub>50</sub>	concentration létale à 50% des poissons	---	25 - 71	6 - 30
C.F.	coliformes fécaux	$7,9 \times 10^4 - 2,1 \times 10^8$	$4,1 \times 10^5 - 1,9 \times 10^6$	$<100 - 3,9 \times 10^5$
C.T.	coliformes totaux	$2,6 \times 10^5 - 2,1 \times 10^8$	$2,3 \times 10^6 - 4,0 \times 10^6$	$<100 - 2,6 \times 10^7$
S.T.	salmonelles totales	$1,3 \times 10^3 - 4,4 \times 10^6$	$3,5 \times 10^5 - 7,3 \times 10^5$	$3,0 \times 10^6 - 7,3 \times 10^6$

\* porcs et bovins

Adapté de Sachon (1986), Perras (1984), Beszedits et Netzer (1982)  
Stanley Ass. et Dearborn Env. (1981), Blaise et Legault (1979), Bissett (1976)

1975, le degré d'autosuffisance en viandes rouges est passé à 88,4% en 1984. Pour la volaille, cet indice est resté plus stable, variant entre 90,1 et 95,3% entre les années 1975 et 1982 (MAPAQ, 1986).

En 1982, l'industrie de la viande et de la volaille opérait au Québec dans 148 établissements. La valeur des livraisons s'élevait alors à 2,35 milliards de dollars et procurait de l'emploi direct à 10 336 personnes. Cette industrie constitue donc un secteur économique industriel important (MAPAQ, 1986).

Le tableau 1.3 présente une évaluation des quantités de polluants rejetés par l'industrie de l'abattage seulement, incluant les viandes rouges et la volaille. Les rejets annuels du secteur de l'abattage se chiffrent à 6 224 tonnes de DBO<sub>5</sub>, 5 235 tonnes de MeS, 3 022 tonnes d'huiles et graisses, et 692 tonnes d'azote. Bien qu'en comparaison à d'autres secteurs industriels tels les pâtes et papiers, ces chiffres puissent sembler minimes (Couillard, 1980; 1979), il convient de mentionner que les abattoirs sont des sources ponctuelles de pollution souvent situées dans de petites municipalités et aux abords de cours d'eau de faibles débits, ce qui accentue localement leur impact sur le milieu. Si elles ne sont pas traitées, ces eaux usées contribueront à dégrader fortement le milieu aquatique (Bilodeau, 1986; Smith, 1981; Weiers et Fischer, 1978; Bernard, 1980; Ware, 1977).

#### **1.2.2 État de l'engagement des industries agro-alimentaires dans le processus d'assainissement**

La loi du Gouvernement du Québec sur la qualité de l'environnement de 1982 attendait de la part des pollueurs industriels des actions concrètes pour le

Tableau 1.3

Rejets des abattoirs québécois en 1984

CATÉGORIE	PRODUCTION <sup>1</sup>			CHARGE UNITAIRE <sup>2</sup>				REJETS ANNUELS			
	Poids moyen vif (1978-1982)	Abattages en 1984	Poids total	DBO <sub>5</sub>	MeS	H & G	NIK	DBO <sub>5</sub>	MeS	H & G	NIK
	kg	têtes (milliers)	kg (millions)	kg/1 000 kg poids vif				tonnes/année			
Gros bovins	541,6	319,62	173 104	8,2	7,3	3,9	0,8	1 419	1 264	675	139
Veaux	72,1	334,98	24 152	8,2	7,3	3,9	0,8	198	176	94	19
Porcs	78,0	4 977,5	388 245	8,2	7,3	3,9	0,8	3 184	2 834	1 514	311
Agneaux et moutons	40,8	67,7	2 762	8,2	7,3	3,9	0,8	23	20	11	2
Poulets	—	84 637,2	129 560	9,9	6,4	5,2	1,5	1 283	829	674	194
Dindons	—	4 205,9	22 503	4,94	3,17	0,89	0,75	111	71	20	17
Poules à bouillir	—	2 022,1	6 460	9,9	6,4	5,2	1,5	6	41	34	10
Total								6 224	5 235	3 022	692

<sup>1</sup> MAPAQ, 1986

<sup>2</sup> Stanley Ass. et Dearborn Env., 1981

traitement de leurs effluents, actions devant être facilitées par la mise en place du Programme d'assainissement des eaux usées du Québec qui a eu lieu en 1978 (Bilodeau, 1986; Couillard et al., 1986; Tétreault, 1982). Cependant, exception faite des industries des pâtes et papiers qui bénéficiaient d'un programme quinquennal, les industries dans leur ensemble tardent à investir dans la dépollution: les sommes réellement dépensées jusqu'en 1984 sont de l'ordre de 10 millions de dollars à peine, et en 1986 le programme accusait toujours un retard important (Duval, 1986).

Dans le secteur agro-alimentaire, où très peu de données sont accessibles, on évalue à l'échelle du Québec que près de 90% des usines de conditionnement des aliments déversent directement leurs effluents dans les égouts urbains ou aux cours d'eau sans aucun traitement préalable (Henrichon et al., 1986). À la Communauté urbaine de Montréal (CUM) où un contrôle à la source des rejets d'eaux usées industrielles est exercé depuis 1975, les dix premières années d'un programme de contrôle par incitation ont atteint le résultat suivant (Séguin et al., 1986): en décembre 1985, 34 industries alimentaires sur une possibilité de 154, soit 22%, ont investi dans des travaux d'assainissement. De ce nombre, 21 industries ont complété leurs travaux.

### **1.2.3 Approches au problème du traitement des effluents de l'industrie agro-alimentaire**

Deux approches sont traditionnellement préconisées afin de résoudre les problèmes de traitement liés à l'opération d'un établissement de l'industrie des viandes. Chacune de ces approches a ses avantages et inconvénients; néanmoins, une critique effectuée dans l'optique d'une gestion globale permet de tendre vers un compromis pouvant s'avérer plus profitable.

#### 1.2.3.1 Traitement conjoint

Le traitement conjoint des eaux usées municipales et industrielles a été privilégié comme solution au problème des effluents industriels dans le Programme d'assainissement des eaux usées du Québec (Duval, 1986; Bilodeau, 1986). Lorsqu'il y a compatibilité entre les polluants municipaux et industriels, ces derniers sont pris en charge par la station d'épuration urbaine, ce qui évite à un grand nombre d'installations industrielles l'effort d'épuration de leurs effluents par des équipements souvent complexes et encombrants (Séguin et al., 1986).

La popularité de cette formule au Québec provient principalement du fait que le gouvernement provincial subventionnait les projets urbains (Couillard et al., 1986; Crowley et al., 1986), alors que les coûts de l'assainissement industriel étaient assumés par le pollueur; il s'agit donc d'une raison d'ordre économique plutôt contextuelle à laquelle se greffent des arguments mettant en évidence la diminution des coûts de construction et d'opération des équipements par économie d'échelle (Perras, 1984).

Les arguments défavorisant le traitement conjoint s'appuient à la fois sur les caractéristiques mêmes des effluents industriels et sur le mode de gestion de l'eau à l'intérieur de l'usine. Les effluents de l'industrie agro-alimentaire sont caractérisés par des charges élevées et des faibles débits. L'inverse est vrai pour les eaux usées municipales; la contribution de l'effluent industriel est donc souvent très importante en termes de charge polluante, ce qui cause des malfonctionnements des installations de traitement qui se répercutent sur les coûts d'exploitation (Bélangier et Lewandowski, 1984). La prise en charge

des effluents par la municipalité entraîne généralement des redevances d'assainissement à payer pour l'industrie (Séguin et al., 1986). Or, ces redevances risquent d'augmenter en cas de difficultés et de rendre nul l'avantage économique du traitement conjoint.

De surcroît, des conditions anaérobies peuvent se développer dans les égouts municipaux et engendrer des odeurs par émanation de sulfure d'hydrogène et de thiol (mercaptan). Les huiles et graisses et les matières solides en suspension causent aussi des difficultés d'opération, en plus d'obstruer les égouts (Perras, 1984; Stanley Ass., 1979). Finalement, les périodes de pointes de débits industriels, les opérations saisonnières et la propension de toute industrie à prendre de l'expansion font que le traitement conjoint est remis en cause régulièrement (Perras, 1984; Barsoum-Boiselle et Côté, 1980). La situation qui prévaut à l'heure actuelle à Ville de Lac-Mégantic est un bon exemple d'illustration de ce dernier point. Conçus en 1982, les ouvrages de traitement de la ville sont surchargés de 150 à 200% à peine après quatre ans de fonctionnement: une fromagerie a agrandi ses installations et un abattoir de volaille a triplé sa capacité... (Bellefleur, 1986).

#### 1.2.3.2 Traitement à l'usine

Lorsqu'il incombe totalement à l'industrie agro-alimentaire de traiter ses eaux usées, celle-ci fait presque exclusivement appel à des méthodes de traitement biologiques telles les lagunes anaérobies, facultatives ou aérobies, les lits bactériens, ou les procédés par boues activées (Couillard, 1986a). Si un polissage est nécessaire, filtres gravitaire, de sable, ou à pression, et

micro-tamassage sont utilisés (Couillard, 1986b; McVaugh, 1979; Stanley Ass., 1979).

Le procédé par boues activées est utilisé extensivement au Canada pour le traitement d'une variété d'eaux usées fortement organiques dont certains effluents de l'industrie agro-alimentaire, avant le déversement à l'égoût ou dans un cours d'eau (Monteith et al., 1982). Le caractère organique des eaux usées du secteur agro-alimentaire, qui contiennent surtout des substances naturelles facilement assimilables par les micro-organismes, assure le succès de tels procédés biologiques (Scott et Squires, 1984; Walter et al., 1974; Tonseth et Berridge, 1968).

Bien que les procédés de traitement conventionnels sur le site soient efficaces, ils requièrent cependant des investissements élevés, ce qui les rend impopulaires auprès des abattoirs dont la marge de profit est déjà très réduite (Do, 1985; Joglekar et al., 1983; Heddle, 1979; Tannenbaum, 1971). C'est d'ailleurs principalement pour cette raison que le traitement des effluents n'entre que rarement dans les priorités des industriels qui le considèrent comme item non-productif (Law, 1986).

Les procédés biologiques génèrent, de plus, d'importantes quantités de boues dont les coûts de manutention et d'élimination qui peuvent représenter jusqu'à 50% des coûts totaux de traitement, ont tendance à s'accroître rapidement (Hopwood, 1980; Carberry et al., 1978; Esvelt et al., 1976). Les moyens classiques utilisés afin de se départir des boues sont l'incinération et l'enfouissement sanitaire pour les grandes installations et l'épandage sur des terres agricoles pour les plus petites usines (Couillard, 1986c). L'élimina

tion par déversement dans les océans est de moins en moins utilisée (Monteith et al., 1982; Carberry et al., 1978). Aux États-Unis et en Europe où des usines de traitement sont opérées depuis plusieurs années, l'élimination des boues est devenue la phase la plus problématique en assainissement (Tacon et Ferns, 1978/1979; Anderson et al., 1971).

#### 1.2.3.3 Pré-traitement à l'usine

Si la prise en charge entière de l'effluent agro-industriel par l'usine municipale risque de créer des problèmes multiples pouvant entraîner des conséquences économiques et environnementales sérieuses, le traitement complet sur le site de l'usine est extrêmement coûteux et décourage l'industrie à investir dans des installations d'assainissement. Un compromis qui tend à se populariser est le pré-traitement à l'usine de l'effluent avant le rejet à l'égoût municipal.

Plusieurs raisons encouragent le pré-traitement. Celui-ci permet de rencontrer les exigences des lois ou des règlements de la ville régissant les rejets à l'égoût municipal, tout en diminuant les redevances que la municipalité exige du pollueur (McVaugh, 1979). Le fait de rejeter l'effluent pré-traité à l'égoût permet quand même à l'industrie de bénéficier de l'économie d'échelle en partageant une part des frais avec la municipalité - principal avantage du traitement conjoint - mais tout en laissant à l'usine la responsabilité d'abaisser sa charge polluante à un niveau acceptable pour le bon fonctionnement des équipements. Une certaine proportion des frais de traitement est donc contrôlable par l'industrie, seul le polissage de l'effluent lui échappant, et un degré d'assainissement minimal est assuré quelque soit la qualité de la gestion de l'usine municipale.

L'avantage qui présente le plus d'intérêt dans le cadre de cette étude concerne la possibilité qu'offre le pré-traitement à l'usine de faire de la récupération de sous-produits ayant une valeur commerciale (Law, 1986; Bélanger et Lewandowski, 1984). Déjà, le tamisage et la flottation sont couramment répandus dans les abattoirs; ces derniers permettent de récupérer des solides et des graisses que les usines d'équarrissage recyclent. L'intérêt économique du pré-traitement avec récupération est évident, et c'est l'idée exploitée dans ce texte.

### 1.3 PROTÉINES D'ORGANISMES UNICELLULAIRES (P.O.U.)

La production de protéines alimentaires par la multiplication de micro-organismes sur divers substrats a déjà été l'objet de nombreuses investigations et discussions. Cette section résume les circonstances ayant conduit au développement de procédés de production de protéines d'organismes unicellulaires (P.O.U.) et les avantages que présentent ce type de production. Les obstacles qui ont causé l'échec de plusieurs procédés sont en outre examinés, ainsi que la nouvelle direction que prend cette technologie appliquée à la résolution de problèmes environnementaux.

#### 1.3.1 Historique des P.O.U.

Les prévisions des années 1960 sur la situation alimentaire mondiale ont annoncé une pénurie grave de protéines à l'échelle de la planète pour le début des années 1980. Les sources conventionnelles de protéines, pensait-on, ne suffiraient pas à rencontrer la demande mondiale, et la recherche de nouvelles

sources protéiques s'avérait nécessaire, voire urgente (Schlingmann et al., 1984; Senez, 1983).

La crainte d'une diminution de la disponibilité protéique en conjonction avec le potentiel d'un marché gigantesque a alors conduit de nombreuses compagnies à s'intéresser à la production de protéines par des organismes croissant sur des substrats de faible valeur commerciale (de Rosnay, 1979). L'utilisation de micro-organismes dans l'alimentation n'était pas nouvelle en soi - la fabrication de boissons fermentées, de fromage, de yogourt, de sauce soya, etc. a été réalisée depuis des millénaires - mais une alimentation directe de micro-organismes produits industriellement sur des substrats tels les hydrocarbures, exigeait une phase de recherche et de développement très intensive (Bunker, 1968). C'est donc dans un optimisme généralisé que les années 1960 ont vu le développement rapide d'une technologie sophistiquée de fermentation prenant appui sur la microbiologie et visant la production de protéines d'organismes unicellulaires devant remplacer en partie les protéines classiques telles la fève de soya, la farine de poisson, etc. (Faibis, 1982; Morgeli et Grieser, 1979; Wilson, 1968). C'est aussi à cette époque que le terme générique "single-cell protein", abrégé par "S.C.P.", a été popularisé pour représenter les sources brutes ou raffinées de protéines d'origine unicellulaire: bactéries, levures, moisissures, algues (Cooney et al., 1980; Litchfield, 1977). Dans le texte qui suit, "S.C.P." sera représenté par "P.O.U."

### 1.3.2 Avantages des P.O.U.

Plusieurs raisons pour lesquelles diverses formes de P.O.U. pourraient répondre en partie aux besoins alimentaires de l'humanité ont été mises en évidence dans

la littérature. La croissance démographique excessive a déjà été mentionnée. Bien que les prévisions des démographes ne se soient pas vérifiées dans le monde occidental industrialisé, la FAO (Food and Agricultural Organization) annonce, comme dans les années soixante, une crise alimentaire imminente dans les pays sous-développés ou en voie de développement. Dans ces pays, la croissance agricole ne satisfait pas les besoins de la population, et le déficit s'accroît régulièrement (Senez, 1983).

En outre, la production de P.O.U. est peu exigeante en termes de conditions environnementales, et ne cause que peu de problèmes quant à la disposition des déchets (Cooney et al., 1980; Hang, 1979; Tannenbaum, 1971; Wilson, 1968). Au contraire, divers déchets peuvent être employés comme substrats pour produire des protéines (Smith, 1981; Litchfield, 1980; Moo-Young et al., 1979; Mateles, 1975; Humphrey, 1974; Mateles et Tannenbaum, 1968).

Il est aussi admis que les micro-organismes produisent des protéines beaucoup plus rapidement que tout autre être vivant (voir tableau 1.4), et leur rendement est de deux ordres de grandeur supérieur à celui des végétaux et animaux (de Rosnay, 1979). La qualité nutritionnelle des P.O.U. est aussi excellente, comme le démontre le tableau 1.5. Les P.O.U. ont un contenu riche en lysine et en vitamines du groupe B (Cooney et al., 1980; Moo-Young, 1976).

La meilleure capacité qu'offrent les micro-organismes à absorber les nutriments en comparaison aux plantes et aux animaux, et leur aptitude à s'adapter à divers environnements et à utiliser une diversité de substances sont aussi des avantages qui privilégient leur choix comme producteurs de protéines (Cousin, 1980).

**Tableau 1.4**

Temps de doublement de divers organismes

Organismes	Temps de doublement massique
Bactéries et levures	20 - 120 minutes
Moisissures et algues	2 - 6 heures
Herbacées et certaines plantes	1 - 2 semaines
Poulets	2 - 4 semaines
Porcs	4 - 6 semaines
Boeufs (jeunes)	3 - 6 mois

Smith, 1981; Humphrey, 1974

**Tableau 1.5**

Contenu en protéines typique de certains micro-organismes et aliments conventionnels

Source		Protéines brutes* (%)
P.O.U.	Champignons filamenteux	31 - 50
	Algues	47 - 63
	Levures	47 - 53
	Bactéries	72 - 78
Produits animaux	Lait	22 - 25
	Oeuf	35
	Boeuf	81 - 90
Produits végétaux	Riz	7,5 - 9,0
	Farine de blé	9,8 - 13,5
	Farine de maïs	7,0 - 9,4

\* azote x 6,25, base sèche

Young et Scrimshaw, 1975

### 1.3.3 Échec des grands procédés

C'est l'annonce en 1963 du succès d'une culture de micro-organismes sur des fractions de pétrole qui est à l'origine de deux décennies de recherche et de développement ayant nécessité près de 1 milliard de dollars U.S. en investissement, en provenance principalement de grandes sociétés comme British Petroleum, ICI, Liquichemica, Shell, Dainippon, RHM (Solomons, 1983). Des efforts considérables furent alors investis dans la mise au point technique de procédés faisant intervenir bactéries et levures sur divers substrats, surtout des hydrocarbures et leurs dérivés: méthane, propane, butane, n-alkanes, huile brute, "gas-oil", kérosène, méthanol, éthanol, n-paraffines, gaz naturel (Senez, 1983; Litchfield, 1983; Cooney et al., 1980; Hamer, 1979; Levi et al., 1979; Litchfield, 1977; Moo-Young, 1975b; Gaden, 1974; Tannenbaum, 1971).

Le passage à l'échelle industrielle de ces procédés devait toutefois faire face à une série d'obstacles conjoncturels et leur avenir s'en trouva compromis. Le facteur le plus critique dans un procédé de P.O.U. sur hydrocarbures est le coût du substrat qui peut accaparer plus de 52% des coûts de production. Or, la crise du pétrole de 1973 entraîna à la fois une augmentation du coût des substrats, et une augmentation du coût de l'énergie pour en faire la fermentation. Le potentiel commercial de ces procédés, déjà exigeants en capitaux et en énergie, se trouva largement érodé et la majorité des projets furent abandonnées (Solomons, 1983; Faibis, 1982; Smith, 1981). À l'heure actuelle, un seul projet connu est en opération industriellement: le procédé ICI de bactéries sur méthanol, dont les installations sont situées à Billingham, Angleterre. Le fermenteur en place a une capacité de 54 000 à 70 000 tonnes de P.O.U. bactériens produits annuellement. La compagnie ICI bénéficie cependant

d'une assistance financière gouvernementale importante sans laquelle le procédé ne serait pas rentable (Senior, 1986; Solomons, 1983; Hamer, 1979).

En outre, les prédictions des années 1970 concernant l'augmentation du prix de la fève soya, en fonction duquel le prix de la protéine est fixé, ne se réalisèrent pas. En conséquence, les P.O.U. cultivés sur hydrocarbures ne sont pas compétitifs au prix actuel du soya (Solomons, 1983; de Rosnay, 1979; Mateles, 1975). C'est pour cette même raison que les États-Unis ne montrèrent pas d'intérêt dans le développement des P.O.U. sur hydrocarbures: l'économie agricole de ce pays, qui possède de grandes capacités de production de protéines végétales, est différente de celle qui prévaut en Europe et au Japon, pays qui doivent, quant à eux, importer une proportion très importante de leurs protéines (Hamer, 1979; Sherwood, 1974).

Au Japon, les procédés de P.O.U. sur hydrocarbures ont aussi connu un échec, mais pour des raisons différentes. Poussé par des groupes d'intérêt publique dénonçant la présence de contaminants potentiellement cancérigènes, le ministère de la Santé japonaise a émis des directives afin d'empêcher la vente de P.O.U. Bien que les concentrations relevées de contaminants étaient de 10 fois inférieures aux normes, les industries impliquées durent cesser leurs travaux (Smith, 1981; Hamer, 1979; Iammartino, 1974, Abbott, 1974).

L'acceptabilité pour le public est donc un facteur de première importance. Non seulement les pressions sociales et politiques créent des délais dans l'approbation gouvernementale, mais les difficultés que posent l'alimentation directe aux humains ont contraint la plupart des industries désirant mettre sur le marché des P.O.U. à se tourner vers l'alimentation animale où les prix payés

sont moins élevés pour le même aliment (Cooney et al., 1980; Litchfield, 1977). La préparation des P.O.U. pour l'alimentation humaine requiert des traitements plus élaborés qui accroissent beaucoup les frais de production (Skinner, 1975; Hedenskog et Mogren, 1973; Tannenbaum et al., 1965).

Si, dans l'ensemble, les P.O.U. cultivées sur hydrocarbures ne se sont pas révélés économiques pour les pays européens et ont été difficiles à faire accepter à la population japonaise, il en reste néanmoins que cette technologie garde un certain intérêt pour les pays producteurs de pétrole (Hamer, 1979; Humphrey, 1974). Aussi, le coût de la production n'est pas le seul facteur à considérer. La volonté d'une nation à atteindre une autonomie alimentaire peut justifier un certain déficit d'opération d'une industrie de P.O.U. (Senez, 1983).

#### 1.3.4 Production de P.O.U. sur substrats de faible valeur commerciale

Afin de demeurer compétitifs sur une base de coûts avec la fève de soya et la farine de poisson, les industriels intéressés dans la production de P.O.U. destinées à l'alimentation animale ont été amenés à considérer des substrats de plus faible valeur commerciale que les hydrocarbures et leurs dérivés (Solomons, 1983; Rose, 1979a; Moo-Young, 1977). Issus de ressources renouvelables, ces substrats sont surtout constitués d'hydrates de carbone.

La mélasse de canne à sucre et de betterave est employée pour la production de levures représentant une part importante des quelques 2 millions de tonnes de P.O.U. fabriquées annuellement dans le monde (Faibis, 1982; Forage et Righelato, 1979). Néanmoins, le coût de cette source de carbone a aussi subi

des hausses parallèlement à celui du pétrole (Litchfield, 1983; Mateles, 1975).

Conséquemment, l'emphase se dirige plutôt vers l'emploi d'hydrates de carbone à bon marché comme la cellulose, l'amidon, ou les résidus agricoles contenant des sucres simples (Litchfield, 1983; Hang, 1979; Sherwood, 1974). Les pays dont la base agricole est forte, aussi bien que les pays en voie de développement, produisent des quantités importantes de déchets et de sous-produits agricoles pouvant être utilisés comme substrat (Moo-Young, 1977; Humphrey, 1974; Iammartino, 1974).

Certains matériels ne sont cependant pas utilisables directement; les celluloses et hémicelluloses nécessitent des pré-traitements et des nutriments complémentaires, ce qui ajoute à leur coût (Litchfield, 1983; Hang, 1979). D'autres substrats ne sont pas toujours disponibles en quantités suffisantes sur les lieux de production des P.O.U., ou encore leur disponibilité est saisonnière (Rose, 1979b; Humphrey, 1975; Abbott et Clamen, 1973). Il est maintenant admis que si une économie d'échelle majeure ne peut être réalisée, même un procédé de P.O.U. sur hydrates de carbone à bon marché n'offre pas un retour sur l'investissement suffisant pour que les industriels y soient intéressés (Smith, 1981; Forage et Righelato, 1979).

Ce dernier argument, qu'une production de P.O.U. n'est pas économique quelque soit le substrat choisi, hydrocarbure ou hydrate de carbone, est possiblement vrai si le substrat doit être acheté et que l'usine de P.O.U. opère indépendamment de la source du substrat. Cependant, lorsque les P.O.U. sont un produit commercialisé issu d'un déchet qui, autrement, aurait été coûteux à

éliminer, et que l'unité de production de P.O.U. est intégrée à une usine agro-industrielle et opérée comme système de traitement des déchets ou des effluents, alors l'argument ne tient plus (Ratledge et Boulton, 1985; Smith, 1981). La valeur négative des déchets, laquelle correspond aux coûts courants de leur élimination, vient accroître le potentiel de les utiliser en tant que source de carbone pour la production de P.O.U., et les rend économiquement intéressants (Bruin, 1980; Tomlinson, 1976a; Humphrey, 1975; Sherwood, 1974; Tannenbaum, 1971).

L'utilisation d'un déchet pour la production de P.O.U. constitue donc une approche très différente de celle initialement pensée par les chercheurs des années 1960. Alors que pour les procédés à très grande échelle le choix du substrat était fait sur une base économique, lorsqu'il s'agit d'utiliser un sous-produit ou un déchet, le substrat est déterminé a priori. La protéine produite est vendue, et quelque soit le revenu qui en résulte, celui-ci est considéré comme un crédit en opposition aux coûts de traitement et d'élimination du déchet en question (Moo-Young, 1976; Gaden, 1974).

La production de P.O.U. à partir de déchets est aussi plus acceptable socialement parlant. Le public est en général en faveur de la dépollution, et l'utilisation d'hydrates de carbone originant du secteur agro-alimentaire pose moins de problème de risques de toxicité que les hydrocarbures (Tacon, 1978/1979; Abbott, 1974; Iammartino, 1974).

#### 1.4 VALORISATION DES EFFLUENTS DE L'INDUSTRIE DES VIANDES PAR LA PRODUCTION DE P.O.U.

##### 1.4.1 Solution globale aux problèmes de traitement

Le pré-traitement des effluents par un procédé de production de protéines d'organismes unicellulaires présente des avantages sociaux, car non seulement il n'encourt pas de coûts pour la disposition dans l'environnement, mais en plus le déchet aura un crédit de par sa transformation en un produit commercialisable. Il offre aussi des avantages pour l'industrie agro-alimentaire (dans le cas étudié: un abattoir), qui sera plus encline à traiter ses effluents avant leur décharge dans l'environnement.

Les effluents de l'industrie des viandes ne sont pas utilisables directement dans leur état brut pour l'alimentation animale car ils sont trop dilués et insalubres; ils nécessitent donc une étape de transformation. Les procédés de production de P.O.U. permettent de récupérer les nutriments présents dans l'effluent en les convertissant en une biomasse alimentaire; ils constituent donc une alternative aux procédés de traitement des eaux usées conventionnels (Smith, 1981; Cousin, 1980). Dans une telle situation, le procédé de production de P.O.U. n'a pas à rencontrer des critères sévères de rentabilité comme c'était le cas pour les hydrocarbures, mais doit plutôt réduire la charge polluante déversée au coût le plus bas. Le but n'est donc pas de produire et vendre des protéines, mais de traiter de façon économique des effluents très chargés, tout en solutionnant le problème de l'élimination des boues biologiques de façon définitive. Les P.O.U. correspondent alors à un sous-produit de l'usine de traitement vendu pour couvrir en partie les frais de traitement: le

principal produit étant une eau de meilleure qualité (Hopwood, 1980; Cousin, 1980; Forage et Righelato, 1979; Hopwood et Rosen, 1972).

Au niveau de l'industrie d'abattage, avec l'augmentation des tarifs d'approvisionnement en eau potable et de déversement de polluants, l'intégration du traitement des eaux usées et de la conservation de l'eau et des déchets solides dans le processus de production entraîne souvent des économies intéressantes pour des déboursés minimes en comparaison aux méthodes de gestion traditionnelles (Stanley Ass. et Dearborn Env., 1981; Dearborn Env., 1979). Sur le plan de la collectivité, la récupération et le recyclage augmentent l'efficacité de la production alimentaire et la quantité d'aliments disponibles, et contribue à la sauvegarde du milieu naturel (Smith, 1981; Morgeli et Gniesser, 1979; U.N.E.P., 1977).

#### **1.4.2 Les effluents de l'industrie des viandes: un substrat approprié**

Les industries agro-alimentaires ont, dans l'ensemble, le potentiel de pouvoir récupérer et recycler les éléments nutritifs de leurs eaux usées par la culture de micro-organismes. Ce moyen constitue, selon Green et Kramer (1979) et Moo-Young (1976), la méthode la plus logique de récupération des sous-produits. Néanmoins, certains effluents ont une composition chimique plus appropriée que d'autres pour l'application de cette méthode.

Un substrat idéal pour favoriser la multiplication de micro-organismes doit posséder un rapport C:N:P (carbone - azote - phosphore) d'environ 100:5:1, et contenir de préférence des sucres simples, plus faciles à assimiler que les polysaccharides (Joglekar et al., 1983). Les effluents de l'industrie de

l'abattage et de la préparation des viandes offrent un excellent potentiel pour la production de P.O.U. Les déchets des animaux contiennent de l'urée, de l'acide urique et de l'azote non-protéique, ainsi que des collagènes et d'autres sources de protéines dont la dégradation produit du phosphore et de l'azote (Litchfield, 1985).

Les effluents d'abattoir sont plus facilement traitables biologiquement que les eaux usées domestiques; ils sont de plus libres de contamination par les métaux lourds et les pesticides, et la concentration des composés de nettoyage est négligeable (Beszedits et Netzer, 1982; Heddle, 1979). Ils constituent donc un bon substrat pour un procédé de traitement avec production de biomasse protéique.

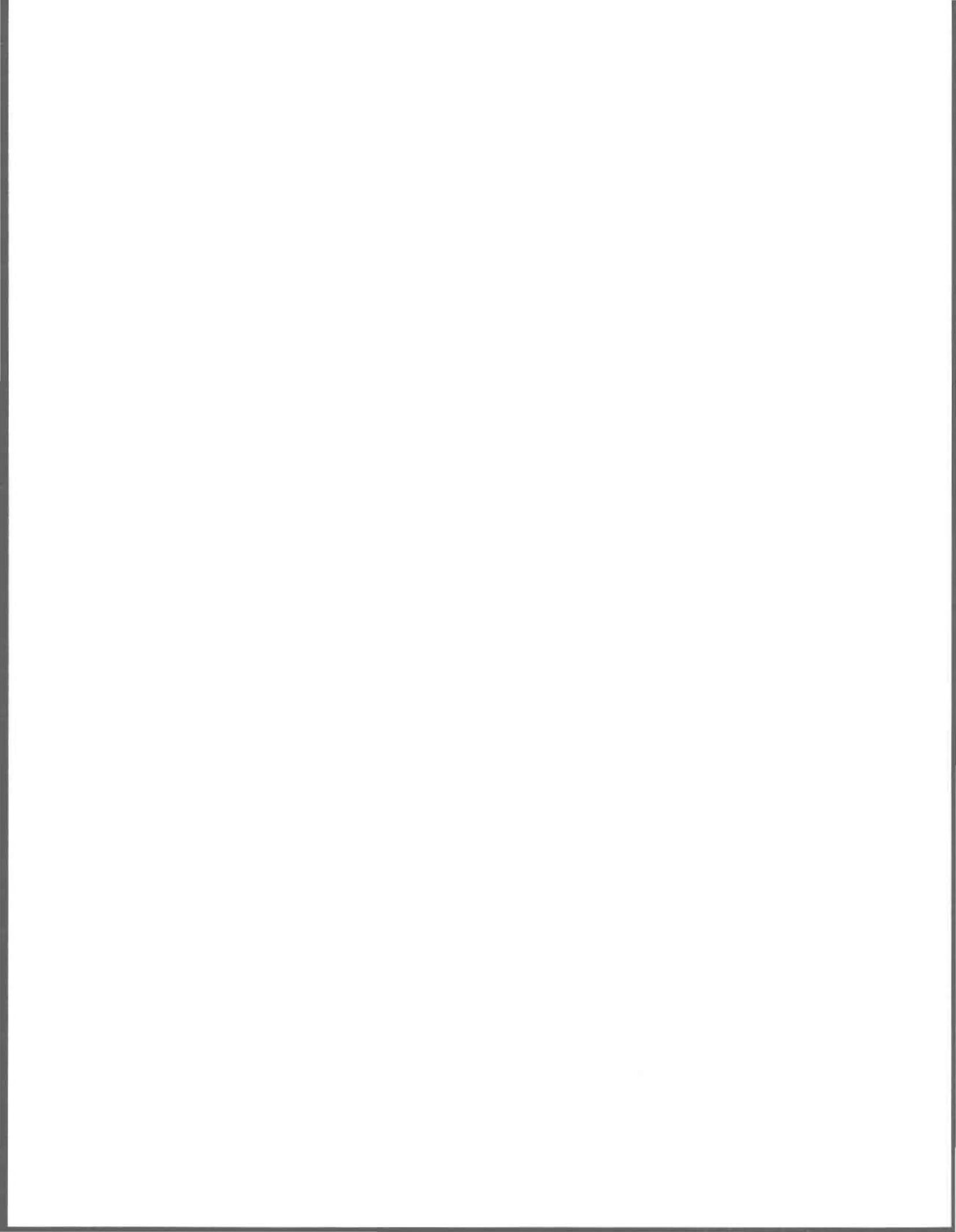
#### 1.4.3 Nécessité d'une technologie simple

Une usine de traitement et de production de P.O.U. sur effluents agro-industriels serait d'un ou de deux ordres de grandeur inférieure en échelle à un procédé de production sur hydrocarbures (Sherwood, 1974). Ces procédés sur hydrocarbures faisaient appel à une technologie de haut niveau nécessitant des investissements énormes. Un procédé de P.O.U. sur substrats disponibles en quantités limitées ne bénéficie cependant pas d'une économie d'échelle permettant l'emploi de hautes technologies; au contraire, afin d'être économiquement attrayant pour l'industrie (souvent une petite ou moyenne entreprise), le procédé recherché doit exiger une mise de fond et des frais d'opération relativement faibles, en concomitance avec le coût nul ou négatif du substrat. Il existe donc un besoin pour des technologies de faible niveau, ou, à la limite, de niveau intermédiaire (Smith, 1981; Moo-Young et al., 1979; Mateles, 1968).

En somme, le procédé de production de protéines devrait nécessiter peu de main-d'oeuvre spécialisée pour son opération, exercer une demande énergétique relativement faible, et demander peu d'entretien. L'équipement devrait être simple et robuste (Meyrath et Bayer, 1979). Le procédé de base consisterait en un système de fermentation opéré proprement mais de façon non-aseptique, suivi d'une phase de séparation simple (Litchfield, 1983; Senior, 1980). Employer des pièces d'équipement déjà en place contribuerait grandement à l'économie du procédé (Bacigalupo, 1968). Finalement, la biomasse produite serait destinée à l'alimentation animale, jugée plus sécuritaire et plus simple que l'alimentation humaine. L'acceptabilité des P.O.U. comme aliment du bétail sera étudiée plus en détail au chapitre 5.

**CHAPITRE 2**

**REVUE DE LA LITTÉRATURE**



## 2. REVUE DE LA LITTÉRATURE

### 2.1 REVUE DES PROCÉDÉS DE TRAITEMENT AVEC RÉCUPÉRATION DE PROTÉINES DANS L'INDUSTRIE DES VIANDES

Les procédés proposés pour la valorisation des effluents de l'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes suivent deux voies très distinctes: l'extraction directe des protéines de l'effluent par des moyens physiques ou physico-chimiques et les procédés biologiques. La possibilité d'utiliser les boues des usines de traitement biologiques comme substrat est examinée. Les travaux effectués dans le but explicite de produire des protéines d'organismes unicellulaires à partir de ces effluents sont enfin présentés.

#### 2.1.1 Procédés d'extraction directe des protéines

Plusieurs techniques physiques et physico-chimiques sont employées depuis un certain nombre d'années dans le traitement des eaux usées industrielles et domestiques, mais ce n'est que récemment que ces moyens se sont étendus au domaine de la récupération de leurs sous-produits. Pour les effluents des industries du secteur des viandes, les procédés les plus répandus sont les techniques de précipitation et de coagulation; diverses autres techniques ont aussi fait l'objet d'investigations; elles seront présentées succinctement.

La coagulation consiste en l'addition d'agents chimiques à une solution de colloïdes en suspension en vue de les déstabiliser de manière à les rassembler sous la forme d'éléments plus volumineux appelés "flocs" (Couillard, 1986b; Eckenfelder, 1982). L'emploi de sels de fer et d'aluminium comme agents

coagulants date de la fin du siècle dernier; toutefois, ces sels ne donnent pas toujours des précipités aux caractéristiques recherchées pour une bonne séparation finale par décantation; alors des polymères naturels seuls ou en combinaison avec des sels minéraux ont été employés, puis des polymères organiques de synthèse: les polyélectrolytes (Couillard et Tyagi, 1986).

Divers sels de métaux ont été mis à l'essai par Walter et al. (1974) pour abaisser la demande en oxygène d'un effluent d'abattoir reconstitué. Les résultats ont montré que certains sels ( $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  et  $\text{CuSO}_4$ ) pouvaient atteindre une réduction de 100% de la DCO. Russell et Cooper (1981) ont obtenu une réduction de 63% de la DCO d'un effluent d'abattoir par l'emploi de sels d'aluminium ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ ) combinés avec un polyélectrolyte commercial (Magnafloc E24).

L'utilisation de sels de métaux pour la coagulation de solides destinés à l'alimentation animale est cependant limitée à cause du niveau de concentration toxique que ces sels peuvent atteindre dans le produit récupéré (Cooper et Denmead, 1979).

L'hexamétaphosphate de sodium, utilisé en conjonction avec un abaissement du pH et suivi d'une séparation des solides par flottation à air forcé a aussi donné de bons résultats avec une réduction de 91% de la DCO (Cooper et al., 1982; Cooper et Denmead, 1979). Un traitement à la chaleur et un réajustement du pH de la boue en facilitait la déshumidification. Le procédé exigerait toutefois une capitalisation importante et des coûts élevés en agents coagulants. L'hydroxide de calcium a aussi été essayé: 81% de la DCO ou 76% de la DBO était enlevé, et le solide produit qui contenait 28,9% de protéines brutes a été

introduit avec succès jusqu'à une proportion de 15% dans une ration alimentaire animale (Cooper et al., 1982).

L'acide ligno-sulfonique (LSA) est un sous-produit de l'industrie papetière disponible sous forme de sels, les lignosulfonates de sodium, calcium ou ammonium. Son usage comme agent coagulant pour l'industrie des viandes est maintenant établi. Un procédé, commercialisé sous le nom de Alwatech, inclut l'addition de LSA, une flottation, un double ajustement du pH, une coagulation des boues à la vapeur et un séchage (Hopwood, 1980; Hopwood et Rosen, 1972; Tonseth et Berridge, 1968). Une réduction d'environ 70 à 80% de la DBO est réalisée sur des effluents de l'industrie des viandes, et le produit est jugé acceptable pour l'alimentation animale. Le procédé n'est toutefois pas applicable pour le traitement des effluents d'usines d'équarrissages, et ce, principalement parce que les protéines sont dans un état de décomposition trop avancé et en concentration trop faible.

L'emploi de WTPP (Waste Tech Protein Precipitant) a aussi donné des résultats similaires au LSA avec des réductions de 60 à 90% de la DCO (Scott et Squires, 1984). La qualité du produit récupéré avait toutefois tendance à varier considérablement en fonction de la qualité de l'effluent brut.

Le chitosan, polymère naturel provenant de la carapace de certains crustacés, a aussi été suggéré (Green et Kramer, 1979) comme coagulant polyélectrolyte. Une sédimentation du floc obtenu permettait la récupération d'un produit contenant de 14 à 54% de protéines.

L'électrocoagulation a aussi trouvé certaines applications, selon Beszedits et Netzer (1982), dans la récupération de protéines d'effluents. Des concentrations en protéines de 26% sont rapportées pour les effluents d'un abattoir de volailles, avec une réduction de 86% de la DBO. Des réductions de la DBO de 77% et 60% sont mentionnées respectivement pour une usine d'équarrissage et un abattoir de boeufs.

D'autres techniques plus sophistiquées ont aussi été étudiées. Beszedits et Netzer (1982) rapportent que des colonnes échangeuses d'ions en combinaison avec une précipitation ont été très efficaces pour la réduction des matières en suspension et de la DBO d'un effluent d'abattoir, et que la protéine récupérée pouvait potentiellement être alimentée à des animaux. Palmer et al. (1984) ont réussi un enlèvement de 98% de la DBO d'un effluent d'abattoir par échange d'ions sur cellulose régénérée; mais le procédé, qui a pour but l'extraction de protéines alimentaires, ne se révélait pas économique pour le traitement des effluents d'abattoir à cause des coûts élevés de l'équipement en opposition à la faible valeur du produit récupéré. D'après Grant (1978), des problèmes de colmatage des résines d'adsorption sont fréquents, et rendent l'opération d'un tel procédé très difficile.

L'ultrafiltration a été surtout employée pour la récupération de la protéine du sang, bien que quelques tentatives aient été faites sur des effluents d'abattoirs de volailles avec pour résultats une réduction de 95% de la DCO et l'extraction d'un matériel contenant de 24 à 45% de protéines brutes (Beszedits et Netzer, 1982).

## 2.1.2 Procédés biologiques

### 2.1.2.1 Boues activées recyclées dans l'alimentation animale

Le procédé de boues activées est un système de traitement des eaux usées dans lequel une masse active de micro-organismes flocculants, les boues activées, convertissent la matière organique soluble et colloïdale en matière cellulaire en présence d'oxygène. Afin d'opérer le procédé sur une base continue, une portion de la biomasse générée doit être séparée du liquide et recyclée dans le bassin d'aération; le reste des boues est retiré à un taux proportionnel au taux de croissance de la matière cellulaire nouvelle pour éviter une accumulation excessive (Couillard, 1986a; Ramalho, 1983).

Environ 0,4 à 0,5 kg de boues activées est généré pour chaque kilogramme de DBO<sub>5</sub> enlevé. De grandes quantités de boues en excès sont donc produites et ce sont ces solides composés majoritairement de bactéries, levures, protozoaires, champignons et rotifères, qui doivent être éliminés à grands frais (Eckenfelder, 1982; Beszedits et Lugowski, 1981; Vaseen, 1976).

Puisque les boues activées sont riches en protéines, en minéraux et en vitamines (du groupe B, en particulier), leur utilisation comme ingrédient dans les rations alimentaires destinées aux animaux a été le sujet de plusieurs recherches. Des essais, effectués dans plusieurs pays, ont démontré que ces boues, une fois séchées et stérilisées, pouvaient effectivement être incorporées dans la préparation d'aliments pour bétail comme substituts à des ingrédients plus dispendieux (Beszedits et Lugowski, 1983; Bernard, 1980; Tacon et Ferns, 1978/1979).

Il est reconnu, cependant, que toutes les boues activées ne conviennent pas comme source protéique. Certaines boues municipales et industrielles contiennent des niveaux toxiques de métaux lourds et de pesticides difficilement biodégradables, et qui tendent à s'accumuler dans les micro-organismes et dans la chaîne alimentaire. C'est pourquoi il a été suggéré que seules les boues de l'industrie alimentaire, virtuellement exemptes de produits toxiques, de pathogènes et de métaux lourds, pouvaient être acceptables pour un recyclage dans l'alimentation animale (Monteith et al., 1982; Bernard, 1980; Morgeli et Gnieser, 1979; Tacon, 1978/1979; Carberry et al., 1978).

Effectivement, les boues de diverses industries agro-alimentaires se sont révélées acceptables pour l'alimentation animale: boues de brasserie, conserveries de fruits et de légumes, transformation de pommes de terre, transformation d'agrumes, usines laitières, usines de levures, industrie du sucre (Beszedits et Lugowski, 1981; Tacon et Ferns, 1978/1979; Green et Kramer, 1979; Esvelt et al., 1976).

Les boues activées du secteur de l'industrie des viandes ont aussi été l'objet de quelques travaux visant à évaluer leur composition et leur valeur nutritionnelle. Heddle (1979) a obtenu une biomasse s'approchant, sur le plan des acides aminés, de la farine de viande et d'os et à la farine de soya, lorsqu'il a vérifié l'effet de divers taux d'alimentation d'un effluent d'abattoir sur un procédé de boues activées, à l'échelle du laboratoire. La biomasse obtenue était constituée de 45 à 60% de protéines brutes, 10 à 15% de cendres, 6 à 10% de fibres brutes et 15 à 25% de gras. Beszedits et Lugowski (1981) rapportent les travaux de Kavanagh et al. (1978) qui ont démontré que

les boues d'un effluent d'abattoir contenaient une faible teneur en métaux lourds et pouvaient fournir jusqu'à 25% de la protéine nécessaire dans l'alimentation des poulets. Beszedits et Lugowski (1981) mentionnent en outre les travaux de chercheurs soviétiques (Salyuk et al., 1979; 1980) qui ont établi par analyse des acides aminés que les boues d'une usine de transformation de la viande présentaient un haut potentiel comme supplément alimentaire. La biomasse avait un contenu en méthionine, proline et cystine supérieur à celui des levures, et était riche en vitamine B<sub>12</sub>, riboflavine, thiamine, acide nicotinique, et en biotine. Une digestion anaérobie consécutive permettait de réduire le contenu en pathogènes et améliorait la décantabilité et la teneur en vitamines.

Certains auteurs s'objectent, néanmoins, à l'utilisation des boues activées de l'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes dans l'alimentation animale à cause des risques d'infections par des micro-organismes pathogènes et des difficultés de contrôle et de normalisation du produit protéique (Hopwood et Rosen, 1972). Selon Tacon (1978/1979), le procédé de boues activées peut réduire de 90 à 99% le nombre total de bactéries entériques, Escherichia coli, Salmonella sp., Shigella sp., Vibrio cholera, et entérovirus, et pour cette raison les boues peuvent être considérées sécuritaires au point de vue de la manutention par les humains et de la consommation animale. Blaise et Legault (1979), suite à une étude de la qualité bactériologique des effluents agro-industriels, concluent cependant que les procédés classiques primaires et secondaires ne suffisent pas à réduire de façon sécuritaire la quantité de pathogènes présents.

D'autres arguments ont été avancés par Scott et Squires (1984) en objection à l'utilisation du procédé de boues activées pour les effluents d'abattoir. Ces derniers stipulent que les procédés biologiques sont mieux adaptés au traitement des eaux usées de faible concentration organique et de forte charge hydraulique typiques des effluents domestiques.

L'emploi du procédé de boues activées pour la production de biomasse protéique est aussi remis en question: la pratique habituelle d'opérer le procédé avec des temps de séjour des boues élevés pour faciliter la floculation et réduire le volume des boues produites par respiration endogène, présente l'inconvénient de réduire la quantité de biomasse produite ainsi que sa valeur alimentaire. Le procédé n'est donc pas optimal dans une perspective de recyclage de la protéine (Joglekar et al., 1983; Bernard, 1980; Vaseen, 1976).

#### 2.1.2.2 P.O.U. sur effluents de l'industrie des viandes

Il semble que les efforts investis dans le but de développer un procédé de production de P.O.U. sur des déchets et effluents de l'industrie des viandes se limitent aux travaux de Bough et al. (1972). Ceux-ci ont cherché à améliorer la valeur nutritive du collagène animal par le moyen de sa conversion en P.O.U. par *Bacillus megaterium*. Une augmentation du ratio d'efficacité protéique (PER) de 0,28 à 1,52 est venu confirmer l'amélioration de la qualité protéique. Cependant, d'après Cousin (1980), il est douteux que ce procédé soit utilisé dans l'industrie puisque le collagène possède déjà un marché bien établi.

Ainsi, bien que la possibilité de cultiver des micro-organismes sur des effluents de l'industrie des viandes dans le but spécifique de produire une biomasse protéique ait été évoquée à quelques reprises, il en demeure que la littérature touchant directement le sujet est à peu près inexistante, si abstraction est faite de l'utilisation de boues activées. Le champ de recherche dans ce domaine spécifique s'avère donc intouché.

## 2.2 PROCÉDÉ AÉROBIE THERMOPHILE PAR CULTURE BACTÉRIENNE MIXTE NON-ASEPTIQUE

Le choix d'un procédé de production de P.O.U. est complexe. Il dépend, bien sûr, du substrat de culture en fonction duquel se fait la décision d'opter pour une espèce ou un groupe d'espèces de micro-organismes et d'un mode d'opération donné, mais divers autres facteurs, économiques et techniques, doivent aussi être pris en considération. Après un bref exposé des facteurs impliqués dans le choix d'un micro-organisme, les raisons qui ont permis d'opter pour les bactéries thermophiles multipliées en culture mixte pour le traitement et la valorisation des effluents de l'industrie des viandes sont mises en évidence. Les travaux ultérieurs rapportés dans la littérature seront enfin étudiés pour en retirer des informations utiles.

### 2.2.1 **Choix des micro-organismes**

#### 2.2.1.1 Facteurs impliqués dans le choix des micro-organismes

La nature du substrat disponible, les caractéristiques de croissance des cellules, le niveau technologique de l'usine requise, la facilité de la récolte, l'usage que l'on entend faire des P.O.U. cultivées et la possibilité

de les transformer, sont autant de facteurs importants impliqués dans le processus du choix des micro-organismes (Humphrey, 1975; Bunker, 1968). Une liste des facteurs-clés recherchés pour des micro-organismes est présentée au tableau 2.1. Évidemment, le procédé se doit d'être économiquement possible.

#### 2.2.1.2 P.O.U. bactériens

Les quatre principaux groupes d'organismes qui peuvent être choisis pour la production de protéines sont les algues, les champignons filamenteux et moisissures, les levures, et les bactéries (Schlingmann et al., 1984; Humphrey, 1975).

L'intérêt particulier des algues comme source alimentaire repose principalement sur leur capacité photosynthétique qui élimine la nécessité d'apport de carbone autre que le gaz carbonique de l'atmosphère, bien qu'une source d'azote et de phosphore soit nécessaire (Dabbah, 1970; Bunker, 1968). La culture d'algues requiert cependant de grandes surfaces de terrain, et est limitée aux régions situées entre les 35<sup>e</sup> parallèles nord et sud où la radiation solaire est suffisamment intense et le climat clément; ceci exclut obligatoirement son exploitation en sol canadien (Litchfield, 1979; Rose, 1979b). Il est aussi reconnu que la phase de récolte des algues est difficile à réaliser et coûteuse (Law, 1986).

Les champignons filamenteux et les moisissures ont aussi reçu une certaine attention. Ils tolèrent de grandes variations de pH, de pression osmotique et de température, et peuvent croître sur des déchets (Dabbah, 1970). Leur récolte est facilitée par leur nature mycéliale et leur texture est très

**Tableau 2.1**

Critères de sélection des micro-organismes

	Techniques
1	Croissance rapide
2	Adapté au milieu de croissance
3	Culture en suspension (non-fixée)
4	Séparation simple à réaliser
5	Absence d'infection - fermentation stable
6	Utilisation efficace de la source de carbone.
7	Effluent rejetable dans l'environnement ou à l'égoût
8	Reproductibilité des paramètres de fermentation
	Physiologiques et organoleptiques
9	Non-toxique et non-pathogène
10	Bonne appétence
11	Hautement digestible
12	Bonnes qualités nutritives

Bunker (1968); Gow et al. (1975)

appropriée pour l'enfouragement (Cooney et al., 1980). Leur désavantage majeur réside dans leur faible taux de croissance en comparaison aux levures et aux bactéries qui contaminent rapidement le milieu, ce qui crée la nécessité d'opérer le système de production dans des conditions d'aseptie et de contrôle strictes (Litchfield, 1983; Cooney et al., 1980; Litchfield, 1979; Humphrey, 1975).

Les micro-organismes les plus populaires pour leurs applications alimentaires semblent être les levures. Les levures sont utilisées dans divers aliments comme additifs vitaminiques et agents de saveur. Leur teneur en protéines est raisonnable, et leur séparation du milieu de culture est plus facile que dans le cas des bactéries et des algues. Elles présentent de plus l'avantage de déjà posséder un marché, et de croître sur des hydrates de carbone reconnus eux-mêmes comme aliments (Cooney et al., 1980; Hamer, 1979). La culture de levures doit toutefois être faite dans des conditions de pH minimisant les risques de contamination par les bactéries (Levi et al., 1979), et le système de production est particulièrement vulnérable à la contamination lorsqu'opéré en continu (Tomlinson, 1976a). Tout comme pour les champignons et les moisissures, la protéine de levures tend à être déficiente en méthionine et en tryptophane du point de vue de l'alimentation humaine ou animale (Litchfield, 1985; Dabbah, 1970), et une étape de thermolyse doit précéder le séchage des cellules pour en améliorer la digestibilité (Revuz, 1983; Hamer, 1979).

L'utilisation de bactéries pour effectuer la conversion d'effluents en protéines d'organismes unicellulaires offre divers avantages sur les autres micro-organismes.

Bien qu'il y ait un certain chevauchement entre les taux de croissance des bactéries à croissance lente et ceux des levures à croissance rapide, il est reconnu que les bactéries croissent à un taux plus rapide que tout autre micro-organisme, comme on peut l'observer au tableau 2.2 (Litchfield, 1985; 1980; Cooney et al., 1980; Bunker, 1968). L'intérêt pour les bactéries se justifie aussi par leur contenu cellulaire riche en protéine. Les P.O.U. bactériens contiennent environ de 60 à 75% de protéines brutes en comparaison à la levure dont le pourcentage se situe autour de 45 à 55% (Faibis, 1982; Cooney et al., 1980; Humphrey, 1974). Certaines bactéries, telles Lactobacillus fermentans, contiennent jusqu'à 87% de protéines brutes (Bunker, 1968).

La combinaison du haut contenu protéique des bactéries et de leur taux de croissance élevé contribue à rendre leur productivité très forte en comparaison aux levures et aux champignons (Gow et al., 1975). Mateles (1975), dans une étude économique comparative, a mentionné que l'emploi de bactéries plutôt que de levures dans un procédé de P.O.U. sur méthanol permettait une économie de 22% sur les coûts de production. En général, la composition en acides aminés des produits bactériens est mieux équilibrée sur le plan nutritif que celle des autres micro-organismes qui ont un contenu en acides aminés sulfurés déficient (Cooney et al., 1980; Hamer, 1979; Moo-Young, 1976). Le tableau 2.3 donne la composition en acides aminés des protéines de bactéries en comparaison à la protéine de référence de la FAO et à d'autres micro-organismes.

Selon Rose (1979b), deux considérations nutritionnelles des micro-organismes priment dans une production de P.O.U.: leur capacité à croître sur des substrats de faible valeur commerciale, et leur besoin en oxygène. Parce que leur contenu cellulaire est pauvre en lipides et riche en azote, les bactéries

Tableau 2.2

Taux de croissance spécifique de divers micro-organismes

Organisme	Taux de croissance spécifique (jour <sup>-1</sup> )	Milieu de culture
<u>Bactérie</u>		
<u>Escherichia coli</u>	59,7	Lactose
<u>Pseudomonas fluorescens</u>	29,9	Glucose
<u>Azotobacter chroococcum</u>	13,8	Urée + glucose
<u>Levure</u>		
<u>Hansenula anomala</u>	13,8	Glucose + extrait de levures
<u>Protozoaire</u>		
<u>Tetrahymena geleii</u>	4,15	Autolysat de levures
<u>Algue</u>		
<u>Chlorella pyrenoidosa</u>	1,96	CO <sub>2</sub> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
<u>Chlorella vulgaris</u>	1,13	Glucose + NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>
<u>Scenedesmus quadricauda</u>	2,03	CO <sub>2</sub> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
<u>Scenedesmus costulus</u>	1,05	CO <sub>2</sub> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
<u>Englena gracilis</u>	1,38	CO <sub>2</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>

Bunker, 1968

**Tableau 2.3**

Composition en acides aminés de divers micro-organismes - g/100g

Acide aminé	Protéine de référence de la FAO	Champignons filamenteux	Algues	Levures	Bactéries
Arginine	--	4,3	--	--	--
Cystine	2,0	--	0,24	--	0,6
Histidine	--	2,98	0,98	--	--
Isoleucine	4,2	3,52	1,78	3,6	3,6
Leucine	4,8	4,46	3,55	5,9	5,6
Lysine	4,2	5,53	2,71	7,0	6,5
Méthionine	2,2	1,6	0,75	1,2	2,0
Phénylalanine	2,8	2,5	1,99	3,7	2,9
Thréonine	2,8	3,34	2,24	3,9	4,0
Tryptophane	1,4	0,74	1,04	0,5	0,9
Valine	4,2	4,0	2,67	4,0	4,5

Adapté de Dabbah (1970)

exigent moins d'oxygène que les levures pour leur croissance, ce qui peut réduire considérablement le coût des systèmes d'aération pour une même quantité de P.O.U. générée (Ware, 1977). La capacité des bactéries de se multiplier sur une diversité de substrats incluant des déchets solides est aussi démontrée: aussi des hydrocarbures et dérivés, et hydrates de carbone divers ont été utilisées couramment comme substrats (Litchfield, 1985; 1980). Des bactéries cellulolytiques ont été cultivées sur cellulose, bois, écorce de riz, bagasse, carton ondulé recyclé (Litchfield, 1983; Chang et al., 1980; Tom Fu et Thayer, 1975).

Il a été dit à maintes reprises que les bactéries avaient pour principal désavantage leur petite dimension et leur densité s'approchant de celle de l'eau, ce qui rend dispendieuse leur séparation du milieu de culture (Cooney et al., 1980; Tomlinson, 1976a; Tannenbaum, 1971; Wang, 1968). Selon Gow et al. (1975) et Litchfield (1983), ce problème a été résolu par l'addition d'une étape de pré-concentration par agglomération ou floculation pour former un concentré qui peut être déshumidifié par centrifugeuse.

Certains auteurs ne considèrent pas sécuritaire l'emploi de bactéries à cause du risque de contamination potentiel de la culture par des bactéries pathogènes (Cooney et al., 1980; Hang, 1979; Humphrey, 1975). Selon Litchfield (1985, 1979), la stérilité du milieu devrait être maintenue afin de prévenir la croissance d'organismes pathogènes. La haute teneur en acides nucléiques des bactéries a aussi été critiquée (Cooney et al., 1980), mais d'après Litchfield (1985), cela n'est pas un problème pour les ruminants. Les animaux monogastriques tolèrent beaucoup mieux les fortes concentrations en acides nucléiques que les humains. Solomons (1983), Schlingmann et al. (1984),

Litchfield (1985, 1983, 1980) concluent, sur la base des études les plus récentes qui tendent à démontrer leur sécurité, que les bactéries ont un potentiel prometteur comme source protéique.

Dans un autre ordre d'idée, il est aussi admis que les bactéries aérobies sont à privilégier en opposition aux bactéries anaérobies, dans une perspective de production de P.O.U. Le rendement en biomasse est d'environ de 0,3 à 0,5 kg/kg DCO enlevé pour les bactéries aérobies, alors qu'il n'est que de 0,04 à 0,14 kg/kg DCO enlevé dans le cas des organismes anaérobies (van Bellegem, 1980; Forage et Righelato, 1979). Sur le plan de l'assainissement, parce que la DBO résiduelle demeure élevée, les procédés anaérobies produisent un effluent de mauvaise qualité (Bull et al., 1982).

#### 2.2.1.3 Organismes thermophiles

La température est l'un des paramètres environnementaux les plus importants affectant la croissance et l'activité cellulaire des micro-organismes (Wang et al., 1979). À basses températures, l'activité cellulaire peut être totalement bloquée, alors que la croissance microbienne est accélérée par une augmentation de la température.

Lorsque la température d'un milieu de croissance microbien atteint un certain niveau, certains constituants (enzymes, acides nucléiques) ou structures cellulaires (enveloppes) peuvent subir une altération ou dénaturation. La croissance cellulaire s'en trouve perturbée et si la vitesse de croissance reste élevée, la concentration cellulaire n'atteint pas sa valeur maximale, la

destruction thermique des cellules l'emportant sur la croissance (Bouix et Leveau, 1982).

Pour tout micro-organisme, le taux de croissance atteint sa valeur maximale dans une zone relativement étroite de température optimale; de part et d'autre de cette zone, il est plus faible. Selon la zone de température dans laquelle on observe le phénomène, on distingue trois catégories principales de micro-organismes (Marr, 1968), tel que décrit ci-dessous.

- Les micro-organismes psychrophiles ont leur température optimale de croissance au voisinage de 15°C. Leur croissance peut avoir lieu à vitesse réduite à des température voisines de 0°C et jusqu'à 25°C.
- Les micro-organismes mésophiles, ont leur optimum de croissance qui se situe dans les températures intermédiaires voisines de 30°C. Un maximum typique serait de 45°C, et un minimum de 10°C.
- Les micro-organismes thermophiles exigent des températures de l'ordre de 55°C pour se développer dans les meilleures conditions. Au-dessous de 37°C et au-delà de 65°C, leur croissance est généralement inhibée ou ralentie.

Les organismes thermophiles sont parfois classifiés en deux sous-catégories: les sterno-thermophiles, dont la température minimale de croissance est supérieure à 37°C et les eurithermophiles, dont la température minimale de croissance est inférieure à 37°C.

Bien que leur préférence soit pour les températures élevées, les micro-organismes thermophiles se retrouvent à des endroits où de hautes températures ne se produisent pas. En fait, ils peuvent être isolés du sol, de l'air, de l'eau douce et salée, du lait pasteurisé ou cru, des aliments, des excréments humains et animaux, dans les végétaux en entrepôt comme les grains, etc. (Sürücü, 1975). Pour cette raison, certains chercheurs ont classifié ces organismes en thermophiles obligatoires (optimum entre 60 et 65°C et inhibition à moins de 42°C), facultatifs (optimum entre 50 et 60°C, mais croissant aussi à la température de la pièce), et thermotolérants (optimum entre 28 et 40°C, mais survivant pour un certain temps à des températures plus élevées) (Bellamy, 1975; Matsché et Andrews, 1973).

La propriété des thermophiles de croître à des températures élevées semble liée à une stabilité particulière de leurs constituants cellulaires tels que leurs acides nucléiques, mais la voie précise de la synthèse de ces composés thermostables demeure inconnue (Bouix et Leveau, 1982; Singleton et Amelunxen, 1973).

Le potentiel des micro-organismes thermophiles pour la production de protéines a été mis en évidence à plusieurs reprises dans la littérature.

Une première caractéristique qui favorise les organismes thermophiles, et de façon particulière les bactéries et actinomycètes, est leur taux élevé de croissance. Bouix et Leveau (1982) rapportent que certaines bactéries

thermophiles ont un temps de doublement de 15 minutes à 55°C durant la phase exponentielle de croissance, alors que les cellules d'Escherichia coli doublent en 20 minutes à 37°C. Ce haut taux de croissance se répercute favorablement sur la productivité, et permet d'opérer un système de production de protéines dans une large gamme de taux de dilution (Minoda, 1983). De plus, la forte compétitivité des micro-organismes thermophiles lorsqu'ils sont cultivés dans leur région de température optimale diminue considérablement les risques de contamination par des micro-organismes thermotolérants mais ayant des taux de croissance inférieurs, et la haute température elle-même diminue les possibilités de contamination par des organismes mésophiles (Minoda, 1983; Bull et al., 1982; Moo-Young et al., 1979).

Un autre avantage important est lié à la production de chaleur métabolique des micro-organismes. Selon Forage et Righelato (1979), la production d'un gramme de biomasse libère 3 kcal de chaleur; l'élévation de la température du milieu de croissance qui en découle peut endommager les cellules et inhiber leur croissance (Moo-Young, 1975a). Conséquemment, il est généralement nécessaire d'évacuer la chaleur excédentaire à l'aide d'un système de refroidissement (Revuz, 1983). L'évacuation de cette chaleur entraîne donc des déboursés significatifs et constitue un facteur problématique pour un système de production de P.O.U. (Litchfield, 1983; Hamer, 1979; Mateles, 1968). Toutefois, l'opération d'un procédé de production de protéines dans des températures de la gamme des thermophiles permet de minimiser les besoins de refroidissement par l'augmentation du gradient de chaleur entre le système et le milieu ambiant. L'usage de micro-organismes thermophiles est donc clairement avantageux pour un procédé industriel, puisqu'il permet la réduction des coûts d'opération (Litchfield, 1985; Gow et al., 1975; Mateles et al., 1967). D'après Mateles

(1975), l'utilisation de bactéries thermophiles plutôt que mésophiles pour produire des P.O.U. sur méthanol permettrait de réaliser une économie de près de 17% sur les coûts de production de la protéine.

En ce qui concerne leur acceptabilité dans l'alimentation, les bactéries thermophiles présentent aussi quelques caractéristiques intéressantes. D'après Singleton et Amelunxen (1973), les organismes thermophiles sont généralement considérés non-pathogènes pour les humains, et leurs protéines sont physico-chimiquement similaires à leurs contreparties mésophiles. Selon Mateles (1968), la composition en acides aminés de bactéries thermophiles multipliées sur hydrocarbures s'est révélée favorable, et la biomasse présentait un contenu en protéines brutes de l'ordre de 70%; les résultats de l'analyse chimique de leur valeur nutritive étaient en sus des plus satisfaisant. Harrison (1978) rappelle qu'une bactérie thermophile, Streptococcus thermophilus, par son action combinée à Lactobacillus bulgaricus, est responsable de la fermentation du lait lors de la fabrication du yogourt répétée depuis des millénaires.

## 2.2.2 Choix du mode d'alimentation et du type de culture

### 2.2.2.1 Alimentation en continu ou semi-continu

Les systèmes de fermentation peuvent être partagés en systèmes "ouverts" et "fermés". Traditionnellement, la majorité des procédés de fermentation étaient opérés en système fermé, c'est-à-dire alimentés en mode cuvée ("batch"): tous les nutriments sont introduits dans le fermenteur au début de la fermentation, et les micro-organismes se multiplient jusqu'à un point où le taux de

croissance est nul suite à la consommation complète des nutriments ou à l'accumulation de métabolites toxiques (Smith, 1981; Tomlinson, 1976b).

Par contre, dans un système ouvert, l'alimentation du fermenteur en substrat se fait en mode continu, de même que le retrait de la biomasse générée et des autres produits de la cellule. Ces systèmes procurent une productivité plus élevée que les systèmes fermés parce qu'ils sont la plupart du temps opérés près du taux maximal de conversion microbienne, ceci afin d'éviter l'accumulation de substrat utilisé (Schlingmann et al., 1984; Mateles, 1968). Cette caractéristique permet de réduire le capital requis pour l'équipement de fermentation, et c'est la raison pour laquelle les systèmes alimentés en mode continu sont presque invariablement choisis pour les procédés modernes à grande échelle (Cooney et al., 1980; Forage et Righelato, 1979). Leur emploi facilite de plus le contrôle du procédé et donne une qualité du produit plus constante, mais des précautions supplémentaires sont requises pour éviter la contamination lorsqu'une culture pure de micro-organismes est désirée (Schlingmann et al., 1984).

Un compromis est réalisable entre les deux types de systèmes par l'usage d'une alimentation en mode semi-continu ("fed-batch"). Beaucoup de procédés commerciaux utilisent ce genre de système où l'addition de nutriments et le retrait de produits se font de manière intermittente (Corbett, 1985; Smith, 1981). Selon les fréquences et les quantités impliquées, le système s'apparentera tantôt au système fermé, tantôt au système ouvert.

#### 2.2.2.2 Culture mixte pour la production de P.O.U.

L'utilisation de cultures microbiennes mixtes pour la production d'aliments n'est pas nouvelle. Plusieurs aliments traditionnels sont le produit de la fermentation par action combinée de diverses espèces microbiennes: fromage, yogourt, sauce soya, choucroute. Néanmoins, il a été soutenu que, pour obtenir le degré de contrôle requis afin qu'une protéine d'unicellulaires soit acceptable à l'alimentation du bétail ou des humains, il était nécessaire d'utiliser des systèmes de cultures pures, c'est-à-dire d'une seule espèce microbienne (Harrison, 1978; Davis, 1974). Pourtant, les cultures pures exigent des mesures de contrôle poussées et onéreuses (Bouix et Leveau, 1982), et même l'utilisation d'un substrat simple en concomitance avec un organisme approprié ne garantit pas l'absence complète de contamination, puisque l'autolyse des cellules cultivées engendre des substances complexes qui permettent à d'autres micro-organismes d'infecter le milieu (Solomons, 1983).

Selon Harrison (1978), si la seule alternative aux cultures pures était un mélange d'organismes totalement indéfini et incontrôlé, l'argument en faveur des monocultures serait difficile à réfuter sur la base de la sécurité et de la consistance du produit. Cependant, plus récemment, l'usage de cultures mixtes dans l'industrie a été reconsidéré, et il a été démontré que des cultures mixtes définies pouvaient être employées avec succès pour une production sécuritaire et de qualité homogène. Ces cultures peuvent être faites de façon stable sous des conditions non-aseptiques, et présentent une excellente résistance à la contamination parce que toutes les niches écologiques potentielles sont déjà remplies par un micro-organisme approprié (Bull, 1985;

Senez, 1983; Hamer, 1979). De plus, sur le plan de la simplicité et des coûts, un procédé non-aseptique est largement préférable (Levi et al., 1979).

D'après Harrison (1978), ce sont les difficultés de contamination rencontrées dans la production de protéines sur méthane et méthanol par monoculture microbienne qui ont conduit au développement de la technologie des cultures mixtes. Depuis, des cultures mixtes faisant intervenir dans certains cas jusqu'à 10 espèces de bactéries ont été la base de procédés sur méthane, méthanol, éthanol, n-alkanes. Aussi, selon Linton et Drozd (1982), les arguments qui s'appliquent à l'utilisation de cultures mixtes pour la production de P.O.U. avec les hydrocarbures et leurs dérivés sont aussi applicables à la production de P.O.U. sur une variété de substrats: matériels cellulosiques, gaz carbonique, effluents de diverses usines agro-alimentaires dont le petit-lait et les résidus de pommes de terre, ainsi que fumiers d'animaux.

En plus de la résistance à la contamination et de la stabilité, on attribue aux cultures mixtes toute une liste d'avantages intéressants (Bull, 1985, Linton et Drozd, 1982; Harrison, 1978): rendements améliorés, taux spécifiques de croissance accrus, prévention du moussage, assimilation efficace de substrats complexes, résistance aux effets-chocs. Par contre, deux problèmes demeurent: la difficulté à bien identifier les organismes impliqués, et la difficulté à contrôler la présence d'organismes contaminants.

Pour ce qui a trait à l'aspect traitement des effluents, il est connu que les systèmes biologiques reposent sur des populations microbiennes mixtes; les boues activées déjà mentionnées en sont un exemple. Et selon Harrison (1978),

tout système de traitement des déchets sera nécessairement basé sur des cultures mixtes. Il est intéressant de mentionner que ces cultures mixtes s'établissent de manière fortuite suite à l'inoculation des micro-organismes déjà présents dans l'effluent brut, ou par une boue obtenue d'une autre usine de traitement. La population microbienne subit ensuite une phase d'adaptation pendant laquelle les organismes les plus appropriés se développent (Linton et Drozd, 1982).

Cette capacité d'adaptation de la population mixte ainsi que la possibilité de mutations au niveau de la cellule peuvent contribuer à l'amélioration d'un procédé de P.O.U. sans intervention extérieure dans des systèmes de cultures mixtes opérés en continu (Senez, 1983; Levi et al., 1979). Lorsque les conditions d'opération sont appropriées pour l'obtention de taux optimaux de production cellulaire (nutriments en quantités suffisantes et taux élevés de dilution), seules les modifications favorables à la croissance se produisent et s'accumulent jusqu'à une certaine limite correspondant à l'optimisation de la production de biomasse, ce qui se traduit souvent par l'amélioration du produit et de l'économie du procédé. D'après Senez (1983), il serait illusoire de chercher à optimiser un système de production de protéines par la sélection de mutants, puisque des mutations de ce genre prennent place de façon continue et spontanée dans le cours normal du procédé. Dans le cas d'un procédé ayant pour but la fermentation de métabolites, la situation est toutefois très différente, car les micro-organismes utilisés ont souvent des taux de croissance faibles et seraient rapidement dépassés par des espèces à croissance rapide; c'est pourquoi des conditions d'aseptie strictes sont requises en tout temps, à l'inverse de la situation prévalant en production de biomasse.

### 2.2.3 Travaux ultérieurs sur les procédés aérobies thermophiles

Les procédés de traitements aérobies thermophiles sont moins répandus que les procédés par boues activées desquels ils sont issus. Leur utilisation pour la production de biomasse alimentaire est encore moins fréquente, et, pour cette raison, il y a peu de littérature disponible sur ce sujet précis. Néanmoins, l'ensemble des publications couvrant les applications des systèmes aérobies thermophiles procurent de précieuses informations pour évaluer les possibilités du procédé pour la production de protéines d'unicellulaires par cultures mixtes non-aseptiques.

Il semble que les premières investigations pour évaluer l'opportunité d'employer des micro-organismes aérobies thermophiles pour la production de P.O.U. aient été reliées à leur multiplication sur des hydrocarbures. Mateles et al. (1967) ont réussi à isoler quelques espèces bactériennes cultivables sur hydrocarbures, dont la composition en acides aminés de leur protéine démontrait leur potentiel comme aliments.

Les actinomycètes thermophiles cellulolytiques ont aussi intéressé plusieurs chercheurs pour la réalisation de la conversion de déchets cellulosiques en protéines d'unicellulaires (Litchfield, 1979). La culture de ces champignons hautement filamenteux, souvent classés avec les bactéries à cause de certaines similarités de croissance, serait, selon Linton et Drozd (1982) et Humphrey et al. (1977), le système de production de P.O.U. le plus prometteur pour les substrats à forte teneur en celluloses. Crawford et al. (1973) et Harkin et al., (1974) ont décrit les caractéristiques de croissance de Thermomonospora fusca, un actinomycète thermophile cultivé sur des effluents de pâtes et

papiers. Une dégradation de 60 à 65% des particules de cellulose était accomplie en 96 heures, produisant une biomasse contenant 30% de protéines. Des essais d'alimentation effectués avec des poulets ont démontré que le produit était nutritif et exempt de substances toxiques. Les actinomycètes ont aussi été suggérés pour la production de P.O.U. à partir de fumiers (Bellamy, 1975; Solomons, 1983).

L'enlèvement de la charge organique simultanément avec la récupération de protéines sous la forme de cellules bactériennes aérobies thermophiles a été étudié pour un effluent hautement chargé (Sürücü et al., 1976; 1975; Sürücü, 1975). Une culture mixte de bactéries thermophiles a été obtenue de diverses origines - sols, eaux usées, ensilages - et cultivée sur un effluent synthétique à base de glucose. Le comportement cinétique de la culture en continu a été établi à la température optimale de 58°C. Il a été observé qu'une augmentation du temps de séjour causait une diminution du rendement observé. Une réduction de 90% de la DCO était réalisée pour un temps de séjour de 2 jours, sans recyclage des boues, et l'efficacité de l'enlèvement de la DCO augmentait légèrement avec une augmentation du temps de séjour. Le contenu en protéines brutes passait de 45% à 36% avec la diminution du temps de séjour de 10 jours à 0,75 jour. Une analyse économique préliminaire démontrait la rentabilité du procédé pour des effluents contenant plus de 12 500 mg/l de DCO à des débits de plus de 0,1 MGD (0,32 m<sup>3</sup>/min), avec une opération à un temps de séjour de 0,67 jour.

Un procédé de digestion thermophile pour la production d'aliments pour animaux et autres produits digérés a fait l'objet de lettres patentes au Canada (Coulthard et al., 1980). Les auteurs font mention d'un procédé pour le

traitement de fumiers divers pour la production de protéines d'unicellulaires. L'application du procédé pour le traitement de matériels celluloses et de divers déchets organiques biodégradables, comme les boues résiduairees ou les déchets industriels organiques d'animaux et de végétaux, est aussi mentionnée. Le procédé met en valeur les organismes thermophiles déjà présents dans le substrat. Une aération et une agitation vigoureuses permettent d'élever la température du réacteur de façon autonome dans les limites de températures thermophiles.

Les procédés thermophiles ont aussi été proposés pour le traitement d'effluents municipaux et industriels, ainsi que pour la digestion des boues activées décantées, mais sans la récupération des protéines.

Husmann et Malz (1960) ont expérimenté l'emploi de filtres biologiques à des températures thermophiles. Ils ont conclu que le degré de purification obtenu aux températures de 15 et 55°C ne différait que très peu, et que le contenu en ammoniacque de l'effluent traité par filtre biologique thermophile était environ le double de l'équivalent mésophile. Shindala et Parker (1970), travaillant aussi sur des effluents domestiques à l'échelle du laboratoire, ont rapporté une réduction de 94% de la DBO à 55°C pour un système de boues activées opéré sans recirculation des boues. Avec une recirculation, ils ont obtenu une réduction de 85% de la DBO. De plus, ils ont démontré que la floculation et la sédimentation de l'effluent traité étaient améliorées avec une température plus élevée, ainsi que la résistance du système à des variations de la charge organique.

Gehm (1956), utilisant des données de la littérature, a trouvé peu de différence dans l'efficacité d'enlèvement de la DBO d'effluents de l'industrie des pâtes et papiers à des températures d'opération moyennes des boues activées de 32 et 49°C. Il a conclu que le procédé par boues activées pouvait être opéré avec succès à des températures aussi élevées que 52°C. Il a aussi noté que les caractéristiques de décantabilité de la boue étaient excellentes, même aux plus hautes températures.

Dans leur étude de simulation, Kambhu et Andrews (1969) ont montré que suffisamment de chaleur pouvait être dégagé par la digestion aérobie d'un effluent contenant des solides organiques pour que le procédé puisse se maintenir de lui-même dans la gamme des températures thermophiles (45 à 65°C). Ils ont, de plus, suggéré que le procédé pouvait être utilisé pour le traitement des boues d'usines de traitement et que le potentiel était considérable pour le traitement conjoint de déchets solides et de boues.

Pöpel et Ohnmacht (1972) ont réalisé des essais en réacteurs discontinus à l'échelle pilote pour mesurer la quantité de chaleur dégagée lors de l'oxidation de substrats très concentrés: boues d'usines de traitement, effluents industriels et fumiers liquides de porcs et de bovins. En réacteurs discontinus, la matière organique était en grande partie dégradée après une période de temps de l'ordre de 24 heures, et les températures n'atteignaient pas le seuil des thermophiles. Des essais en alimentation semi-continue avec un temps de séjour de 4 jours ont permis de maintenir la température entre 40 et 50°C. Les auteurs ont conclu qu'une alimentation de petites quantités de boues à des intervalles courts permettait de maintenir des taux de réaction plus élevés, et ainsi d'atteindre des températures plus élevées.

Les eaux usées chaudes (47°C) d'une usine effectuant le recyclage de boîtes de carton ondulé ont été soumises par Jackson (1982) à un traitement thermophile à l'échelle du laboratoire. Le système, opéré à 53°C, a permis une réduction de la DBO variant entre 96% à un temps de séjour de 10 jours à 84% à 1 jour, alors que la DBO initiale variait entre 2130 et 2300 mg/l. À l'échelle pilote, Jackson a démontré que les bactéries déjà présentes dans l'effluent pouvaient servir d'inoculum, et que l'effluent traité présentait de bonnes caractéristiques de décantabilité que l'addition de flocculants venait faciliter. La construction du système à l'échelle industrielle a finalement été réalisée pour l'enlèvement de 127 000 kg de DBO par jour d'un effluent ayant un débit de 35 MGD (1,84 m<sup>3</sup>/s). L'effluent clarifié était rejeté à l'égoût municipal.

Les travaux de Kambhu et Andrews (1969) et de Pöpel et Ohnmacht (1972) ont été à l'origine du développement d'un procédé de digestion thermophile aérobie des boues. Selon Vismara (1985), la digestion thermophile aérobie remplacera progressivement les procédés de digestion aérobies mésophiles et anaérobies dans les usines de traitement de dimension moyenne (10 000 à 30 000 habitants) des pays nordiques et d'Europe centrale. Les avantages du procédé sont nombreux, comme le révèle le tableau 2.4 inspiré de Matsch et Drnevich (1977). Diverses installations à l'échelle pilote et à pleine échelle sont déjà rapportées dans la littérature par Deeny et al. (1985), Wolinski et Bruce (1984), Jewell et Kabrick (1980), Matsch et Drnevich (1977). La réussite de l'opération du procédé est conditionnelle à la haute teneur en solides des boues (plus de 3% de solides en suspension), à une oxygénation suffisante, et à l'isolation thermique du réacteur. Une étape de préconcentration préalable à la digestion peut être nécessaire (Vismara, 1985).

Tableau 2.4

Avantages du procédé de digestion aérobie thermophile des boues

1.	Capacité du système à se maintenir de façon autonome à la température requise (45 - 65°C).
2.	Haut degré de digestion avec un temps de séjour relativement court (5 jours).
3.	Réduction des organismes pathogènes à un niveau inférieur à 100 UFC*/100 ml)
4.	Auto-régulation de la température du procédé.
5.	Stabilité et grande capacité de récupération du procédé suite à un choc.
6.	Besoins en oxygène réduit par inhibition de la nitrification.
7.	Bonnes caractéristiques de déshumidification des boues traitées.

\* Unités formatrices de colonies

Matsch et Drnevich (1977)

#### 2.2.4 Description du procédé proposé

Le procédé aérobie préconisé pour le traitement et la récupération de biomasse protéique des effluents de l'industrie de l'abattage et de la préparation des viandes s'inspire donc de la technique des cultures mixtes, du mode de fonctionnement en continu ou semi-continu des réacteurs biologiques, et des caractéristiques des bactéries thermophiles.

L'utilisation d'une culture mixte en mode continu ou semi-continu conduit au développement de micro-organismes adaptés, ce qui permet d'opérer le système en non-asepsie pour simplifier le procédé et réduire les frais d'opération, tout en minimisant les risques de contamination.

Le choix des bactéries thermophiles vient en outre ajouter à la sécurité du procédé par l'effet de pasteurisation relié aux hautes températures auxquelles croissent ces organismes. Par la combinaison culture mixte - bactéries thermophiles, les risques d'infection deviennent faibles, et un procédé rapide de production d'une biomasse bactérienne riche en protéines est obtenu.

### 2.3 MODÈLE MATHÉMATIQUE DE LA CINÉTIQUE MICROBIENNE

#### 2.3.1 Utilités des modèles mathématiques

La quantification à l'aide de modèles mathématiques des effets des divers facteurs intervenant sur le processus de croissance microbienne facilite la prise de décision dans l'élaboration d'un procédé, et constitue aussi un outil dans la prévision et le contrôle de son fonctionnement (Muck et Grady, 1974).

En traitement des eaux usées, les équations cinétiques conduisent à la détermination du temps d'aération nécessaire à l'enlèvement d'une quantité donnée de DBO soluble pour répondre à des normes de rejet. Ce temps d'aération constitue, avec l'évaluation du rapport F/M (aliment à micro-organismes) correspondant à de bonnes caractéristiques de décantation des boues, la base du procédé de traitement (Couillard, 1986a; Ramalho, 1983; d'Antonio, 1983).

Par ailleurs, lorsque le but du procédé est la production d'une biomasse, la valeur de prédiction des équations cinétiques peut être utilisée pour le choix de la meilleure souche des micro-organismes (Harrison, 1978), ainsi que pour l'optimisation des conditions d'opération correspondant aux quantités maximales de protéines produites (Abbott et Clamen, 1973; Topiwala et Sinclair, 1971).

D'après Forage et Righelato (1979), si les objectifs de traitement et de production de biomasse diffèrent, les technologies et les principes de croissance microbienne employés sont analogues, ce qui autorise l'emploi des mêmes modèles cinétiques.

### 2.3.2 Cinétique microbienne

Les modèles mathématiques de la croissance microbienne en systèmes fermé et ouvert sont déjà couramment utilisés et la littérature qui s'y rapporte est très généreuse. Des discussions théoriques détaillées sur la croissance bactérienne et l'utilisation du substrat ont été présentées par Lawrence et McCarty (1970), Sherrard (1977), Metcalf and Eddy Inc.(1979), Benefield et Randall (1980), Ramalho (1983). A cause de la grande disponibilité des

ouvrages traitant de la dérivation des équations biocinétiques, seules les grandes lignes seront ici exprimées.

### 2.3.2.1 Cinétique de croissance en système fermé ("batch")

La croissance de la masse bactérienne suit une loi exponentielle qui peut être décrite par:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (2.1)$$

où:  $\frac{dX}{dt}$  est le taux de croissance des bactéries;

$\mu$  est le taux de croissance spécifique;

$X$  est la concentration de micro-organismes.

Expérimentalement, il a été démontré que le taux de croissance spécifique durant les phases de croissance logarithmique et de déclin est une fonction de la concentration du substrat ayant la forme de la relation de cinétique enzymatique de Michaelis-Menten. Cette équation, dite de Monod du nom de son auteur, s'écrit (Tyagi et Couillard, 1987; Tyagi et al., 1986):

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (2.2)$$

où:  $\mu_m$  est le taux maximal de croissance spécifique;

$S$  est la concentration d'un nutriment du substrat limitant la croissance des micro-organismes;

$K_s$  est la constante de saturation qui est numériquement égale à la concentration du substrat lorsque  $\mu$  est égal à la moitié de  $\mu_m$ .

Avec ce modèle, le taux de croissance est exprimé par:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m S X}{K_s + S} \quad (2.3)$$

Ce taux est donc une fonction non seulement de la concentration des micro-organismes, mais aussi d'un élément limitant.

Avec la synthèse des cellules, le substrat est simultanément consommé. La relation stoechiométrique entre la quantité de cellules produites et le substrat utilisé est exprimée comme un coefficient de rendement:

$$\frac{dX}{dt} = -Y \frac{dS}{dt} \quad (2.4)$$

où:  $-\frac{dS}{dt}$  est le taux de consommation du substrat;

$Y$  est le coefficient de rendement réel.

La combinaison des équations (2.3) et (2.4) donne l'expression du taux d'utilisation du substrat:

$$\frac{-dS}{dt} = \frac{1}{Y} \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m S X}{Y (K_s + S)} \quad (2.5)$$

Dans une culture en système fermé et durant la phase exponentielle de croissance, Y est égal au rendement net ( $Y_n$ ) et au rendement maximal ( $Y_m$ ) (Sherrard, 1977).

Toutefois, dans la plupart des procédés de traitement des eaux usées, les micro-organismes sont retenus dans le réacteur pour une période suffisamment longue pour que le métabolisme endogène devienne important (Chiu et al., 1972b). Le taux de mortalité des cellules peut être approximé par un terme de premier ordre en fonction de la concentration de la biomasse. Suite à cette hypothèse, l'équation (2.1) est modifiée et devient:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - k_d X \quad (2.6)$$

où  $k_d$  est le coefficient de respiration endogène.

L'équation (2.6) peut aussi s'écrire:

$$\frac{dX}{dt} = X (\mu - k_d) = X\mu_n \quad (2.7)$$

où:  $\mu_n$  est le taux de croissance spécifique net, défini par:

$$\mu_n = \mu - k_d \quad (2.8)$$

En remplaçant (2.2) dans (2.6), le taux de croissance net s'exprime par:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m SX}{K_s + S} - k_d X \quad (2.9)$$

Puisqu'une partie de la masse cellulaire est dégradée par respiration endogène, le rendement net ( $Y_n$ ) est inférieur au rendement réel ( $Y$ ) et est donné par:

$$Y_n = \frac{Y \mu_n}{\mu_n + k_d} \quad (2.10)$$

Le taux spécifique maximum d'utilisation du substrat,  $q_m$ , parfois utilisé pour le dimensionnement d'usines traitement, est défini par:

$$q_m = \frac{\mu_m}{Y} \quad (2.11)$$

L'équation (2.5) est alors réécrite:

$$\frac{-dS}{dt} = \frac{q_m SX}{K_s + S} \quad (2.12)$$

Selon Chiu et al. (1972a), bien que le modèle de Monod soit d'abord empirique, il contient néanmoins des implications physiologiques qui justifient sa large diffusion; en fait, ce modèle est le plus communément utilisé pour décrire la relation entre le taux de croissance et la concentration de substrat. (D'Amours, 1987; Tyagi et al., 1986). Matsché et Andrews (1973), Sürücü (1975) et Jackson (1982) ont démontré que le modèle pouvait être ajusté à des données

de populations bactériennes thermophiles. Aussi sera-t-il employé dans cette étude pour décrire le comportement des bactéries thermophiles.

D'après Lawrence et McCarty (1970), dans un sens strict, ces relations ne devraient être applicables qu'aux cas faisant intervenir des cultures pures d'organismes et des substrats simples à un seul nutriment limitant. Néanmoins, l'application de ces équations s'est étendue avec succès à la conception et au contrôle de procédés à pleine échelle employant des substrats complexes et des cultures hétérogènes de micro-organismes.

#### 2.3.2.2 Cinétique appliquée aux cultures en système continu

Pour un système continu parfaitement agité, les performances du procédé sont déterminées par un bilan massique sur les quantités de biomasse et de substrat. L'application des équations cinétiques reposent en outre sur quelques hypothèses de base:

- La croissance microbienne est limitée par la disponibilité d'une seule substance nutritive; tous les autres nutriments sont présents en excès.
- Il y a absence d'inhibition par des métaux lourds ou par quelqu'autre substance toxique.

- La population mixte présente est considérée uniforme dans le temps.
- L'alimentation et le retrait du substrat est fait à taux constant et le liquide frais est dispersé de façon instantanée et homogène dans le réacteur.
- Aucun micro-organisme actif n'est présent dans l'affluent et la concentration de micro-organismes dans le réacteur et l'effluent est identique, donc l'agitation dans le système est parfaite.

Un bilan massique pour les micro-organismes dans un système sans recyclage de biomasse donne:

$$V \frac{dX}{dt} = (Y \frac{dS}{dt} - k_d X) V - QX \quad (2.13)$$

$$\left( \begin{array}{c} \text{taux net de changement} \\ \text{de la masse microbienne} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{c} \text{taux de} \\ \text{croissance} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{c} \text{taux de} \\ \text{sortie} \end{array} \right)$$

où:  $V$  est le volume du bio-réacteur;

$Q$  le débit de liquide.

En régime permanent,  $\frac{dX}{dt}$  est égal à zéro, et l'équation (2.13) donne:

$$\frac{Q}{V} = \frac{1}{\theta} = Y \frac{dS}{dt} \frac{1}{X} - k_d \quad (2.14)$$

où:  $\theta$  est le temps de séjour hydraulique.

En absence de recyclage de la biomasse, le temps de séjour hydraulique est égal au temps de séjour de la biomasse dans le bio-réacteur ( $\theta_c$ ), aussi appelée âge des boues. Pour alléger le texte, l'expression "temps de séjour" sera utilisée pour désigner  $\theta_c$ .

En substituant le taux spécifique d'utilisation du substrat,  $q$ , représenté par:

$$q = \frac{1}{X} \frac{dS}{dt} \quad (2.15)$$

On peut aussi réécrire l'équation (2.14):

$$\frac{1}{\theta_c} = Yq - k_d \quad (2.16)$$

En utilisant les équations (2.12) et (2.14), l'expression pour la concentration de substrat dans le réacteur et de l'effluent,  $S$ , devient:

$$S = \frac{K_s (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (Yq_m - k_d) - 1} \quad (2.17)$$

Des équations (2.12) et (2.15), on obtient en outre:

$$q = q_m \frac{S}{K_s + S} \quad \text{ou} \quad S = \frac{q K_s}{q_m - q} \quad (2.18)$$

L'expression du taux d'assimilation sur une base finie est obtenue par un bilan massique sur le substrat:

$$\frac{dS}{dt} \approx \frac{\Delta S}{\Delta t} = \frac{Q}{V} (S_o - S) \quad (2.19)$$

où:  $S_o$  est la concentration du substrat à l'entrée du bio-réacteur;

$S$  est la concentration du substrat à l'intérieur et à la sortie du bio-réacteur.

L'équation (2.14) et (2.19) permettent d'écrire la concentration de micro-organismes,  $X$ ,

$$X = \frac{Y (S_o - S)}{1 + k_d \theta_c} \quad (2.20)$$

Les équations (2.17), (2.18) et (2.20) indiquent qu'une fois que les coefficients  $Y$ ,  $k_d$ ,  $q_m$  et  $K_s$  ont été définis pour un effluent, une population microbienne et une température donnée, la concentration de l'effluent,  $S$ , et la concentration de la biomasse,  $X$ , sont des fonctions directes de  $q$ , ou de  $\theta_c$ , selon le système d'équations choisi.

Pour un système parfaitement agité avec recyclage de biomasse, ou un système à écoulement du type piston ("plug-flow"), un bilan de masse différent doit être effectué; les paramètres-biocinétiques du système sans recyclage peuvent néanmoins être insérés dans le modèle obtenu, ce qui démontre leur grande flexibilité.

### 2.3.3 Effets de la température sur les coefficients biocinétiques

La connaissance des effets de la variation de la température sur la croissance microbienne et la consommation de substrat peut aider à optimiser la production de biomasse en culture continue, et c'est la valeur des coefficients biocinétiques qui est utilisée pour quantifier ces effets physiologiques (Topiwala et Sinclair, 1971).

Selon Benefield et Randall (1980), l'expression la plus usitée en traitement biologique des eaux usées pour décrire les taux de réaction en relation avec une variation de la température est l'équation d'Arrhenius modifiée:

$$C_2 = C_1 \theta_t^{(T_2 - T_1)} \quad (2.21)$$

où:  $C_1$  et  $C_2$  sont les coefficients des taux de réaction respectivement aux températures  $T_1$  et  $T_2$ , et  $\theta_t$  est le coefficient thermique.

D'après Muck et Grady (1974), l'expression d'Arrhenius n'est applicable pour les taux de réaction des systèmes biologiques que sur une étroite gamme de température.

Il est largement accepté, selon Grady et Lim (1980), que le taux de croissance spécifique maximal,  $\mu_m$ , augmente avec la température jusqu'à une valeur maximale et décroît ensuite; l'équation d'Arrhenius est limitée à la gamme de température dans laquelle  $\mu_m$  croît avec la température. Ceci est en accord avec les travaux de Topiwala et Sinclair (1971) et de Muck et Grady (1974) qui

ont modélisé le comportement de  $\mu_m$  en fonction de la température par l'équation d'Arrhenius.

Concernant la constante de saturation,  $K_s$ , le rendement réel,  $Y$ , et le coefficient de respiration endogène,  $k_d$ , il n'y a pas de consensus (Benefield et Randall, 1980; Grady et Lim, 1980). L'augmentation ou la diminution de leur valeur en fonction de la température ont été rapportées dans la littérature et l'équation d'Arrhenius a été ajustée de façon plus ou moins satisfaisante selon les cas.

Néanmoins, les résultats de Topiwala et Sinclair (1971) et de Muck et Grady (1974) suggèrent que le coefficient de respiration endogène augmente entre les températures de 10 et de 40°C, mais que le rendement réel varie peu. De même, la constante de saturation ne semble suivre aucune tendance générale.

Matsché et Andrews (1973) ont étudié l'effet de la température sur les coefficients biocinétiques d'une culture pure de bactéries thermophiles. Leurs résultats ont révélé une augmentation de  $k_d$  avec la température entre 45,5 et 64,5°C, ainsi que de  $\mu_m$  entre 45,5 et 60°C; la relation d'Arrhenius convenait pour représenter l'effet de la température à l'intérieur de ces limites respectives. Le rendement réel ne changeait pas de façon significative avec la température.

#### 2.4 PARAMÈTRES D'OPTIMISATION DU PROCÉDÉ

Le procédé de traitement avec récupération simultanée de la biomasse protéique doit être optimisé sur le plan de la quantité et de la qualité du

produit recueilli, et sur le plan de l'efficacité de l'enlèvement des matières polluantes. C'est en fonction de ces deux objectifs que les paramètres d'optimisation présentés ci-après ont été classés.

#### 2.4.1 Production de biomasse

Les facteurs physiologiques et d'ingénierie sélectionnés comme paramètres d'optimisation sont choisis dans l'optique que la production de biomasse implique l'idée d'optimisation économique.

Forage et Righelato (1979) mentionnent que les quatre facteurs physiologiques auxquels l'économique peut être reliée sont: la concentration de la biomasse; le taux de formation du produit représentée par la productivité; l'efficacité de la conversion représenté par le rendement; et la qualité et la valeur du produit. Selon la classification de Hamer (1979), certains facteurs physiologiques d'importance sont le rendement, le taux de croissance, la concentration cellulaire, et l'affinité des micro-organismes au substrat; les facteurs d'ingénierie incluent la productivité, la conversion, l'efficacité de récupération du produit, les besoins énergétiques, le transfert de masse et de chaleur. Humphrey (1975) et Cooney et al. (1980) ajoutent en plus les besoins en oxygène et la chaleur produite.

À cause des interrelations existantes entre certains facteurs, l'énumération présentée dans cette thèse se limite à ceux qui ont la plus grande valeur en tant que paramètres d'optimisation et qui englobent des facteurs qui, pris isolément, sont de moindre importance.

#### 2.4.1.1 Rendement net ( $Y_n$ )

On accorde une grande importance, dans l'élaboration de procédés de production de P.O.U., au rendement net, et celui-ci est souvent en tête des facteurs les plus importants (Solomons, 1983; Tannenbaum, 1971). Cooney et al. (1980) le considère comme le facteur économique déterminant à cause de son influence sur les besoins en substrat, la demande en oxygène, la productivité volumétrique via la demande en oxygène, et la dimension du bio-réacteur via la production calorifique.

Le rendement net est dépendant de plusieurs facteurs dont Sherrard et Schroeder (1973) ont fait une liste très complète. Mais du point de vue ingénierie, seuls les paramètres physiques (condition aérobie ou anaérobie, température, pH, salinité) et le taux de croissance net peuvent être aisément contrôlés. Le rendement net est de plus fonction du coefficient de respiration endogène (Humphrey, 1975), comme le révèle aussi l'étude de l'équation (2.10). Selon Harrison (1978), un coefficient élevé de rendement réel et un faible coefficient de maintenance (ou respiration endogène) sont désirables pour la production de P.O.U.

Le rendement net est donc intimement lié aux conditions de culture qui doivent être ajustées de manière à assurer sa maximisation, mais tout en maintenant la qualité du produit (Solomons, 1983; Hamer, 1979).

#### 2.4.1.2 Conversion globale

La conversion globale est définie comme étant la masse de produit sec généré par unité de masse de substrat fourni, et s'écrit, sous forme d'équation:

$$C = \frac{X}{S_0} \quad (2.22)$$

où C représente le coefficient de conversion globale.

D'après Hamer (1979), un très fort coefficient de rendement réalisé dans un système où la conversion globale est pauvre, manque d'intérêt au niveau économique à cause de la déperdition de substrat à l'effluent ou des coûts de recyclage du substrat. La conversion globale peut donc être un paramètre plus significatif que le rendement net, à moins que ce dernier puisse être réalisé à un degré élevé de conversion.

Il est bien établi que le taux de croissance est fonction de la concentration du substrat (voir équation 2.2); les taux élevés de croissance auxquels se produisent les rendements élevés résultent en des concentrations de substrat résiduel relativement grandes dans le réacteur (Forage et Righelato, 1979), ce qui diminue le degré de conversion. Par ailleurs, l'utilisation d'une population de micro-organismes ayant une grande affinité pour le substrat, c'est-à-dire une constante de saturation,  $K_S$ , faible, conduit à un usage plus complet du substrat (Harrison, 1978).

#### 2.4.1.3 Productivité

La productivité est bien souvent le paramètre qui détermine la dimension du bio-réacteur à utiliser, d'où son rôle vital sur le plan des investissements en capitaux (Hamer, 1979). La productivité est définie:

$$P = DX \quad (2.23)$$

où: P est la productivité;

D le taux de dilution.

En système continu sans recyclage de biomasse, le taux de dilution est égal au taux de croissance, et (2.23) peut alors être exprimé par:

$$P = \mu X \quad (2.24)$$

Les limites physiologiques à la productivité sont donc le taux de croissance des micro-organismes utilisés,  $\mu$ , et la concentration maximale de biomasse qui peut être obtenue, X (Forage et Righelato, 1979). Taux de croissance et concentration en biomasse élevés sont donc recherchés pour une productivité optimale.

#### 2.4.1.4 Concentration de la biomasse

En plus de son effet sur la productivité, la valeur absolue de la concentration de la biomasse, X, joue un rôle non-négligeable dans l'économie d'ensemble du procédé par son lien direct avec l'énergie nécessaire à la récupération des

solides du milieu de culture (Litchfield, 1977; Wang, 1968). Une concentration élevée de biomasse facilite habituellement la phase de séparation.

#### 2.4.1.5 Contenu en protéines

La qualité alimentaire de la biomasse récoltée est une exigence de base en production de micro-organismes pour l'alimentation, animale ou humaine. L'un des indices de qualité est la valeur nutritionnelle telle que déterminée par des analyses chimiques et des essais d'alimentation (Litchfield, 1983). Quelques caractéristiques nutritionnelles sont données au tableau 2.5.

En général, la qualité de la biomasse est maximisée pour son contenu en protéines, une condition qui est achevée en opérant avec des taux de croissance élevés (Forage et Righelato, 1979; Vaseen, 1976). Le tableau 2.6 présente quelques facteurs qui affectent la valeur protéique des P.O.U.

Le contenu en protéines brutes, souvent utilisé pour représenter la qualité alimentaire des P.O.U., représente une caractéristique globale du produit. Néanmoins, d'après Young et Scrimshaw (1975), il est quelque peu trompeur de faire usage du pourcentage de protéine brute qui est calculé à partir du contenu en azote multiplié par un facteur de 6,25, parce qu'une partie de la protéine brute est sans valeur nutritive. Aussi est-il répandu de compléter l'information concernant le potentiel nutritionnel de la protéine en effectuant une analyse de la composition en acides aminés de la protéine, ce qui détermine sa valeur biologique comme source d'azote pour la croissance et la maintenance des organismes vivants.

**Tableau 2.5**

Quelques caractéristiques nutritionnelles d'un aliment

1. Azote protéique
2. Azote non-protéique
3. Lipides
4. Glucides
5. Vitamines
6. Minéraux

D'après Tacon (1978/1979)

**Tableau 2.6**

Quelques facteurs affectant la valeur protéique des P.O.U.

1. Concentration protéique
2. Contenu en acides aminés de la protéine
3. Digestibilité et disponibilité de la protéine
4. Autres facteurs, par exemple, facteurs antinutritionnels

Young et Scrimshaw (1975)

Lorsque la protéine est destinée à l'alimentation humaine, on compare parfois le contenu en acides aminés de l'aliment analysé avec le profil en acides aminés de la protéine de référence de la FAO (Organisation Mondiale de la Santé, 1973). Ce profil a été composé sur la base de la connaissance des besoins en acides aminés d'enfants, et est supposé représenter une bonne approximation de la protéine idéale pour la nutrition humaine (Young et Scrimshaw, 1975). Par contre, pour l'alimentation animale, la protéine de référence de la FAO surévalue les exigences de la composition en acides aminés, et il est donc préférable de comparer le contenu de la protéine examinée à des normes établies selon l'espèce animale pour laquelle l'aliment est destiné.

#### 2.4.2 Traitement des eaux usées

C'est fréquemment en fonction de la réduction de la charge organique que les systèmes de traitements biologiques sont conçus. Le temps de séjour de la masse microbienne est ajusté de façon à abaisser la demande en oxygène de l'eau usée jusqu'à un niveau admis pour le rejet en égout ou à la rivière, tout en maximisant les caractéristiques de floculation pour réduire les coûts en agents floculants.

La demande en oxygène n'est toutefois pas le seul paramètre de qualité des eaux usées; le tableau 2.7 présente quelques autres paramètres de qualité importants. Sauf pour ce qui est du pH, pour lequel une valeur s'approchant de la neutralité est généralement recherchée, on cherche à minimiser ces paramètres de qualité lors de l'élaboration d'un procédé.

**Tableau 2.7**

Paramètres majeurs de qualité des eaux usées

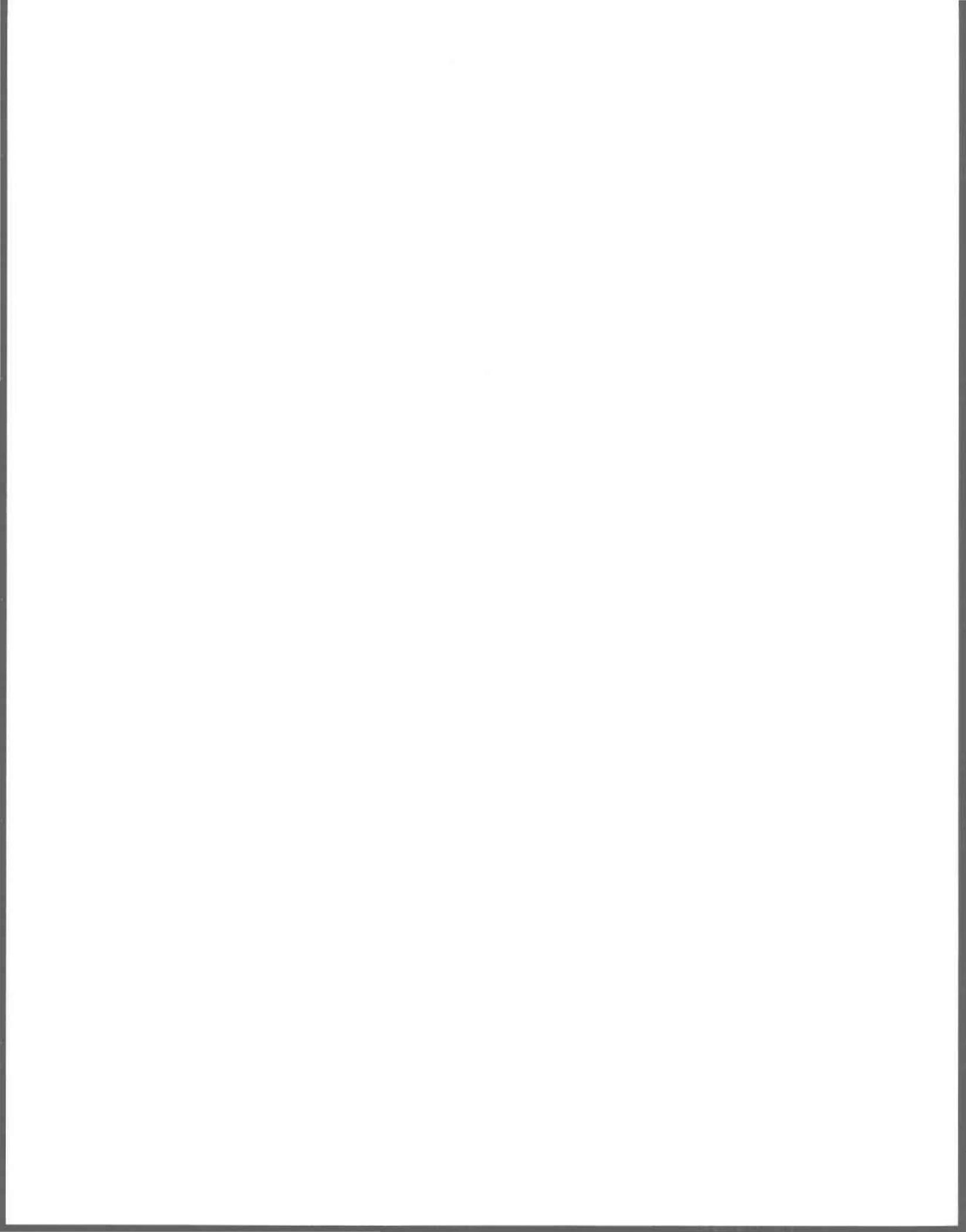
1. Demande biochimique ou chimique en oxygène (DBO, DCO)
2. Solides en suspension
3. Huiles et graisses
4. Azote
5. Phosphore
6. pH
7. Toxicité
8. Bactéries et virus

Stanley Ass. (1979)

Lors de l'opération des systèmes de traitement des eaux usées, un effort est fait afin de produire le moins de boues possible (van Bellegem, 1980; Green et Kramer, 1979), ce qui est très différent de la situation en production de P.O.U. où l'on désire maximiser la production de boues (Tomlinson, 1976a). Et comme il peut être déduit de la théorie cinétique, et particulièrement de l'équation 2.10, les temps de séjour associés avec la productivité maximale sont beaucoup plus courts que ceux requis pour obtenir une concentration cellulaire élevée et une grande qualité d'effluent (Tomlinson, 1976a). Le temps de séjour d'opération d'un procédé de traitement avec récupération simultanée de la biomasse doit donc être déterminé par un compromis entre les besoins pour un rendement et une productivité élevés, et les exigences pour une assimilation complète du substrat, c'est-à-dire l'enlèvement de la charge organique (Forage et Righelato, 1979).

**CHAPITRE 3**

**PHASE EXPÉRIMENTALE**



### 3. PHASE EXPÉRIMENTALE

#### 3.1 OBJECTIFS

Afin d'évaluer le potentiel du procédé aérobic thermophile par culture bactérienne mixte non-aseptique pour l'enlèvement de la charge polluante et la production d'une biomasse protéique, un effluent provenant d'une usine du secteur de l'abattage et de la préparation des viandes a été soumis à une série d'essais expérimentaux en laboratoire (Gariépy et al., 1987a).

Les objectifs majeurs de cette recherche étaient de déterminer:

- 1- Le potentiel d'utilisation d'un effluent d'abattoir comme substrat pour la production de protéines d'organismes unicellulaires.
- 2- L'efficacité du traitement en termes de réduction de la charge organique et inorganique.
- 3- La valeur protéique de la biomasse générée dans la gamme viable des températures thermophiles.
- 4- Le temps de séjour d'opération optimal pour une production maximale de biomasse protéique.
- 5- Les coefficients biocinétiques du système à chacune des températures étudiées.

Deux objectifs secondaires étaient:

- 1- De faire une investigation préliminaire du niveau de destruction des organismes pathogènes.
- 2- D'évaluer la décantabilité de l'effluent traité.

### 3.2 DESIGN EXPÉRIMENTAL

Un système de culture opéré en mode semi-continu sans recirculation de biomasse dans le réacteur a été choisi pour l'étude du procédé. L'alimentation en semi-continu permettait de simuler le mode d'opération probable du procédé final, alors que l'absence de recirculation des solides avait pour but de faciliter l'étude du système et de procurer des informations applicables avec plus de généralité.

Le comportement du système a été étudié à 3 niveaux de température, soit 45, 52 et 58°C. Les trois températures choisies permettaient de couvrir l'ensemble de la gamme des températures thermophiles: la limite inférieure de la croissance des bactéries thermophiles, une valeur intermédiaire s'approchant de l'optimum de croissance (qui est souvent de 55°C), et une température plus élevée correspondant à la phase de déclin de la population microbienne (Gariépy et al., 1987b).

De plus, 5 temps de séjour différents (6, 12, 18, 24 et 30 heures) ont été investigués pour chaque température, exception faite de la température de 45°C dont l'essai avec un temps de séjour de 30 heures n'a pu être mené à terme à cause de contraintes externes.

### 3.3 MATÉRIEL

#### 3.3.1 Milieu de culture

Un effluent a été obtenu de l'abattoir Turcotte et Turmel Division, membre de la Coopérative Fédérée de Québec, situé à Vallée-Jonction (Québec). L'effluent, prélevé le 15 juillet 1986, avait déjà subi sur place un pré-traitement pour l'enlèvement des huiles et des graisses par système de flottation, ainsi que pour l'enlèvement des solides en suspension par tamisage rotatif (Gariépy et al., 1988).

Un volume total de 200 litres a été entreposé à 4°C dans 10 réservoirs (de type bidon à essence), numérotés de 1 à 10 dans l'ordre du prélèvement, et utilisés selon ce même ordre.

#### 3.3.2 Bio-réacteur

Le montage est illustré à la figure 3.1. L'unité de base était un bio-réacteur d'échelle de laboratoire Bioflo Model C30, manufacturé par New-Brunswick. Ce bio-réacteur avait un volume utile de 1,5 litre.

La température de fonctionnement du réacteur était régularisée à l'aide d'un élément chauffant. L'aération était assurée par un compresseur incorporé à l'unité et débitant en moyenne entre 0,6 et 0,8 l/min. La vitesse d'agitation était maintenue à 200 tr/min. Sous ces conditions, à 35°C (limite de détection de la sonde à oxygène dissous), la concentration en oxygène dissous était de 6,5 ppm, ce qui est près de la valeur de saturation à la pression atmosphérique

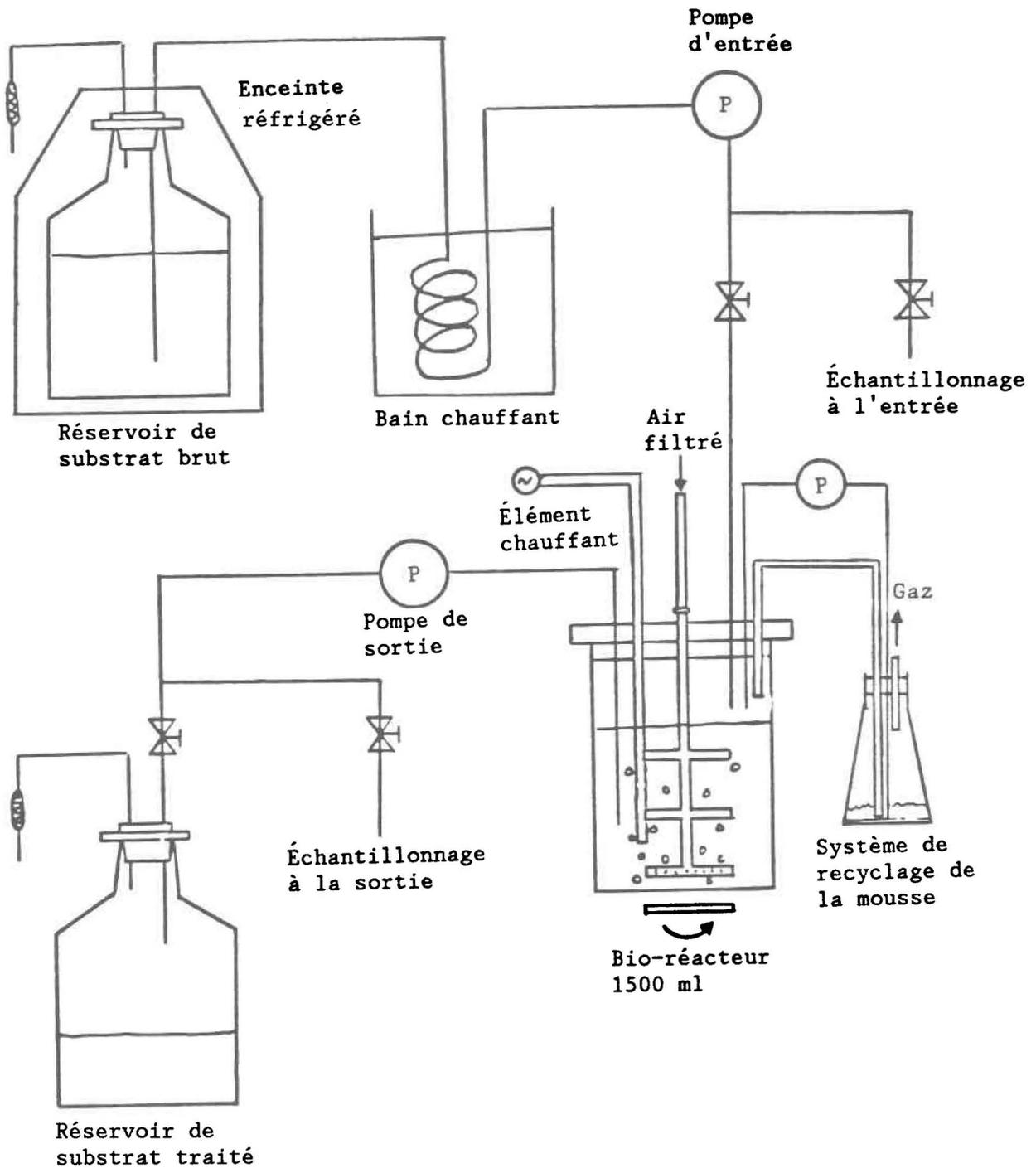


Figure 3.1 Schéma du montage expérimental

normale, soit 7,1 ppm. D'après les spécifications du manufacturier, le taux de transfert de l'oxygène était largement suffisant même dans les pires conditions d'opération de l'expérience (New Brunswick, 1976).

Aucun ajustement du pH n'était fait afin de conserver le nombre de paramètres de contrôle au minimum en prévision de minimiser les coûts d'opération du procédé à l'échelle industrielle.

### 3.3.3 Alimentation et retrait du substrat

L'effluent frais était ajouté bi-journalièrement à un réservoir de verre réfrigéré par une circulation d'eau glacée. Le graphique de la figure 3.2 indique l'évolution de la température du réservoir de substrat frais et du bio-réacteur au cours de l'expérience. Initialement, une température voisine de 15°C était recherchée de façon à s'approcher de la température réelle en abattoir, mais il a été jugé préférable de diminuer celle-ci pour réduire la dégradation du substrat frais avant son utilisation.

L'alimentation et le retrait du substrat étaient effectués à l'aide de pompes péristaltiques contrôlées par une horloge électronique. Le retrait de 125 ml de substrat traité était fait en premier lieu, suivi par l'alimentation de 125 ml de substrat frais. Les pompes étaient calibrées quotidiennement, et le niveau de liquide dans le réacteur ajusté pour pallier à l'évaporation évaluée, à 58°C, à environ 0,25% du volume total.

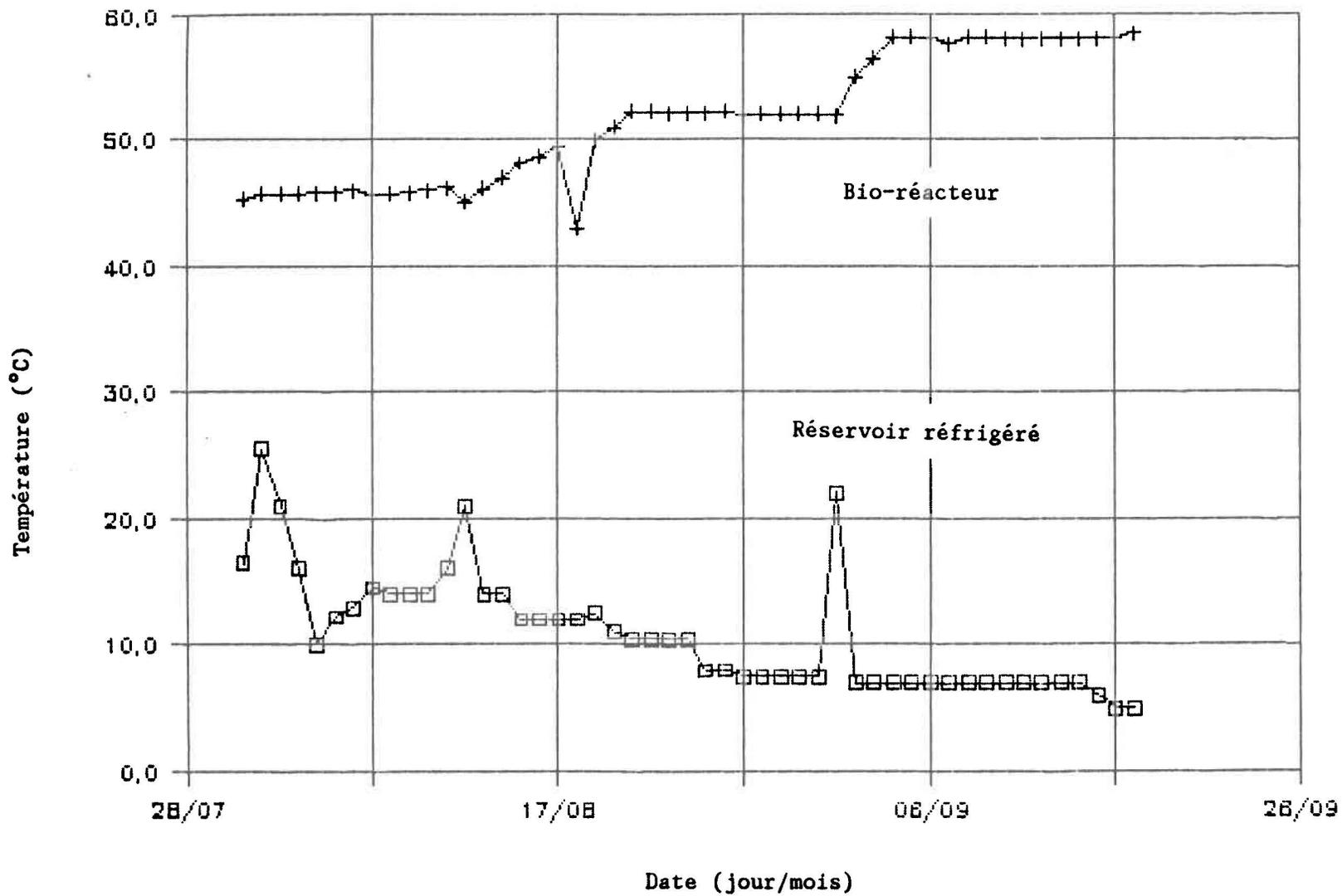


Figure 3.2 Évolution de la température dans le réservoir du substrat et le bio-réacteur

Aux températures de 52 et 58°C, un bain chauffant a été ajouté au circuit d'alimentation pour élever la température du substrat frais préalablement à son introduction dans le réacteur pour réduire le choc thermique, plus important à cette température qu'à 45°C.

La tubulure de Tygon était nettoyée avec une solution d'acide chlorhydrique diluée et rincée à l'eau lorsqu'un examen visuel révélait la présence de croissances bactériennes.

#### 3.3.4 **Contrôle du moussage**

La formation de mousse durait environ 2 minutes après l'addition d'effluent frais. Un système de contrôle comprenant un erlenmeyer installé à la sortie des gaz et une pompe fonctionnant à vitesse relativement élevée, permettait de retourner la mousse condensée sous forme de liquide au réacteur.

### 3.4 MÉTHODES

#### 3.4.1 **Protocole expérimental**

##### 3.4.1.1 Établissement de la population bactérienne

La population bactérienne thermophile a été établie selon le principe de l'ubiquité. D'après ce principe, les organismes désirés sont déjà présents dans l'effluent brut, et c'est l'établissement progressif du système qui engendre l'enrichissement du milieu de culture en micro-organismes adaptés aux conditions d'opération. Afin d'augmenter la probabilité de la présence

d'organismes thermophiles, 200 ml de boues floculées provenant du centre de traitement des eaux usées de la base militaire de Valcartier (Québec) ont servi d'inoculum.

La culture a été démarrée à 30°C avec un temps de séjour de 48 heures et progressivement portée à 45°C à raison de 5°C par jour. Le temps de séjour a ensuite été ajusté à 24 heures pour la série d'essais à 45°C. Le changement de temps de séjour exigeait une période d'attente avant que le régime permanent soit atteint. Le tableau 3.1 indique la période d'attente utilisée dans chaque cas. Le régime permanent était de plus vérifié par la stabilité de la mesure du pH et de la conductivité, puis plus tard lors de la détermination du carbone organique dissous (COD), des matières solides en suspension, et de l'orthophosphate.

#### 3.4.1.2 Échantillonnage

Deux échantillons de l'effluent brut tirés des bidons 1 et 10 (les extrêmes) ont d'abord été analysés dès leur arrivée au laboratoire. Le tableau 3.2 donne les paramètres alors analysés.

L'échantillonnage lors des essais de traitement était généralement effectué à 5 reprises pour l'effluent traité, et à 2 reprises pour l'effluent brut dont les caractéristiques étaient considérées moins variables.

Le carbone organique dissous (COD), plus facile à analyser que la demande chimique en oxygène (DCO), était mesuré pour chaque échantillon, alors que la DCO à laquelle le COD était corrélaté était mesurée sur un échantillon composite.

**Tableau 3.1**

Période d'attente exprimée en temps de séjour ( $\theta$ )  
pour la réalisation du régime permanent.

$\theta$ (heures)	Température (°C)		
	45	52	58
6	3 $\theta$	3 $\theta$	3 $\theta$
12	5 $\theta$	3 $\theta$	3 $\theta$
18	3 $\theta$	3½ $\theta$	3 $\theta$
24	3 $\theta$	1 $\theta$	2½ $\theta$
30	--	2 $\theta$	2 $\theta$

**Tableau 3.2**

Paramètres analysés dès la réception  
de l'effluent brut

Paramètres	Abréviation
Demande chimique en oxygène	DCO
Demande biochimique en oxygène	DBO <sub>5</sub>
Carbone organique dissous	COD
Huiles et graisses	H & G
Nitrites et nitrates	NO <sub>2</sub> + NO <sub>3</sub>
Azote ammoniacal	+ NH <sub>4</sub>
Orthophosphate	3- PO <sub>4</sub>
Matières solides en suspension	MeS
Matières solides volatiles en suspension	MVeS
Métaux lourds (Zinc, Cuivre, Nickel, Plomb, Chrome)	Zn, Cu, Ni, Pb, Cr
pH	
Conductivité	Cond.
Coliformes fécaux	Coli. fécaux

Le tableau 3.3 présente un résumé des fréquences d'échantillonnage employées pour les divers paramètres. Dans tous les cas, sauf pour la DCO et l'indice de volume des boues (IVB) pour lesquels 1 seul échantillon était analysé, tous les autres paramètres étaient analysés en duplicata.

Quelques échantillons ont été analysés pour la détermination des nitrites et nitrates, mais les résultats étaient peu intéressants puisqu'il n'y avait pas de nitrification pour les temps de séjour étudiés. Au premier essai, c'est-à-dire pour une température de 45°C et un temps de séjour de 24 heures, un échantillon a été soumis à une analyse des coliformes fécaux, mais vu la destruction complète de ceux-ci, la multiplication de ce genre d'analyse n'a pas semblé utile à ce stade-ci de la recherche.

### 3.4.2 Techniques d'analyse

#### 3.4.2.1 Pré-traitement des échantillons

Une mesure du pH et de la conductivité était d'abord effectuée sur l'échantillon initial de 125 ml (affluent ou effluent). De ce volume, 2 sous-échantillons de 35 ml étaient tirés et subissaient 3 pré-traitements différents, dépendamment des analyses à effectuer. Ces 3 pré-traitements consistaient, pour l'effluent traité, en:

- 1- Une centrifugation à 17 500 G. durant 15 minutes à 4°C et une filtration (filtres Whatman 934 AH) en vue des analyses de la protéine de la phase solide de l'effluent.

Tableau 3.3

Fréquence d'échantillonnage et type d'échantillon  
utilisé pour chaque paramètre

P H A S E	PARAMÈTRE	AFFLUENT		EFFLUENT TRAITÉ		
		FRÉQUENCE	TYPE D'ÉCHANTILLON	FRÉQUENCE	TYPE D'ÉCHANTILLON	
L I Q U I D E	pH	2 / 0 *	unique	5 / 0	unique	
	Conductivité	2 / 0	unique	5 / 0	unique	
	COD	2 / 0	duplicata	5 / 0	unique	
	MeS, MVeS	2 / 0	duplicata	5 / 0	duplicata	
	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (N)	2 / 0	duplicata	5 / 0	unique	
	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (P)	2 / 0	duplicata	5 / 0	unique	
	DCO	1 / 0	composite	1 / 0	composite	
	IVB	-----	-----	1 / 0	unique	
	S O L I D E	Protéines brutes	-----	-----	1 / 0	duplicata
		Acides aminés	-----	-----	1 / T **	composite

\* Pour un temps de séjour étudié

\*\* Par température étudiée

2- Une acidification à pH 2, une centrifugation à 17 500 G. durant 15 minutes à 22°C et une filtration (filtres Whatman 934 AH) en vue de la détermination de la concentration de la biomasse et des paramètres de concentration des nutriments organiques et inorganiques.

3- L'absence de pré-traitement avant la détermination des coliformes fécaux et de l'indice de volume des boues.

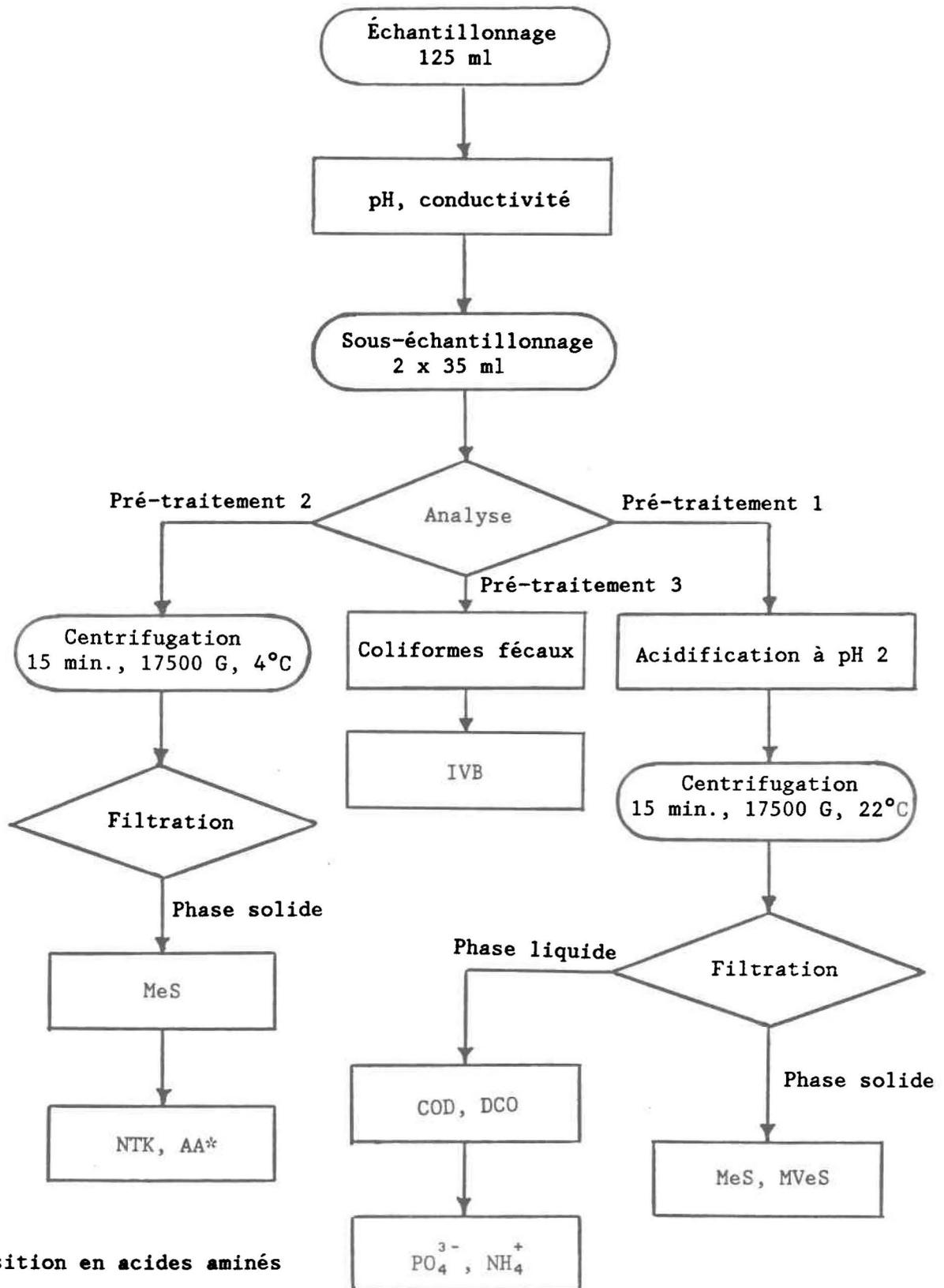
Seul le pré-traitement #2 était appliqué aux échantillons de l'affluent (i.e. effluent brut).

Un schéma global des traitements et analyses effectués est illustré à la figure 3.3.

#### 3.4.2.2 Concentration de la biomasse

Les matières solides en suspension (MeS) et les matières solides volatiles en suspension (MVeS) ont été choisies pour représenter la concentration de la biomasse dans le réacteur. La méthode 209C de Standard Methods (APHA, 1985) pour déterminer les MeS consiste à filtrer l'échantillon bien mélangé à l'aide d'un filtre en fibre de verre (Whatman 934 AH) et à sécher le résidu retenu sur le filtre jusqu'à ce que le poids demeure presque constant. L'accroissement en poids du filtre représente les MeS.

Selon la méthode 209D, pour déterminer la concentration en MVeS, le résidu après séchage de la méthode précédente est calciné jusqu'à ce que le poids demeure presque constant à 550°C. Le poids perdu durant l'opération représente les MVeS.



\* composition en acides aminés

Figure 3.3 Schéma global des analyses et pré-traitements effectués

#### 3.4.2.3 Demande chimique en oxygène

La méthode 508 A de Standard Methods (APHA, 1985) de mesure de la DCO s'appuie sur le fait que la plupart des composés organiques sont oxydés à chaud par du bichromate de potassium dans un milieu acide et en présence d'un catalyseur d'argent. L'excès de bichromate non réduit est titré avec du sulfate d'ammonium ferreux et, au point d'équivalence, un indicateur d'oxydo-réduction, le sulfate d'orthophénantroline ferreux, change du bleu-vert au rouge-brun. La quantité de matière organique oxydable est proportionnelle à la quantité de bichromate de potassium consommé et se mesure en équivalent d'oxygène.

#### 3.4.2.4 Demande biochimique en oxygène

La méthode 507 d'analyse de la DBO<sub>5</sub> de Standard Methods (APHA, 1985) consiste à mesurer la quantité d'oxygène requise pour oxyder pendant 5 jours la matière organique biodégradable présente dans l'eau. Un échantillon d'eau est incubé à 20°C en présence de micro-organismes (principalement des bactéries) dans une bouteille de DBO. La demande biochimique en oxygène se mesure en comparant le contenu de l'oxygène dissous avant et à la fin de la période d'incubation. La quantité d'oxygène consommée, après 5 jours d'incubation est proportionnelle à la concentration de matière organique assimilée par les micro-organismes.

#### 3.4.2.5 Carbone organique dissous

Le dosage du carbone organique dissous (COD) a été établi selon la méthode #451-76W de Technicon (1977) telle que modifiée par le Ministère de l'Environnement du Québec (MENVIQ, 1986). Cette détermination nécessite

premièrement l'élimination par traitement automatisé du carbone inorganique présent dans l'échantillon sous la forme de bicarbonate, de carbonates et d'acide carbonique. L'échantillon est ensuite mélangé avec du persulfate de potassium, puis irradié par rayons ultra-violet. L'acide carbonique ainsi formé par la décomposition du carbone organique est absorbé dans une solution d'hydroxyde de sodium dont la mesure de la conductivité permet d'évaluer la concentration des échantillons analysés.

#### 3.4.2.6 Azote ammoniacal

La détermination de l'azote ammoniacal a été faite au moyen d'un auto-analyseur Technicon Auto Analyser II et en conformité avec la méthode du manufacturier (Technicon, 1978). La procédure automatisée utilisée est basée sur la réaction de Berthelot au cours de laquelle se produit la formation d'un composé bleu apparenté à l'indophénol, lorsqu'un sel d'ammonium en solution est ajouté à du phénoxyde de sodium, suivi par l'addition d'hypochlorite de sodium.

#### 3.4.2.7 Nitrites et nitrates

La méthode colorimétrique à l'hydrazine automatisée (Technicon, non daté) a été employée pour mesurer la concentration de l'azote sous forme de nitrites et de nitrates. Les nitrates contenus dans l'échantillon sont d'abord réduits en nitrites par l'action du sulfate d'hydrazine alcalin catalysé par du sulfate de cuivre. L'échantillon ainsi traité est mélangé avec le réactif pour former un complexe dont l'absorbance à 520 nm est proportionnelle à la concentration des nitrates.

#### 3.4.2.8 Orthophosphate

L'orthophosphate, déterminé selon la méthode de Technicon (1973), dépend de la formation d'un complexe bleu de phosphomolybdène qui est détecté par colorimétrie à 880 µm. Un seul réactif est utilisé. Il consiste en une solution acidifiée de molybdate d'ammonium contenant de l'acide ascorbique et une faible quantité d'antimoine.

#### 3.4.2.9 Huiles et graisses

La détermination des huiles et graisses a été accomplie selon la méthode 503C par extraction au Soxhlet de Standard Methods (APHA, 1985), sauf en ce qui concerne la mesure des chaînes carbonées faites par spectrométrie et non par gravimétrie. Cette technique implique premièrement l'hydrolyse des savons solubles métalliques par acidification et la séparation de toutes formes d'huiles et de solides ou de graisses visqueuses par filtration. Après l'extraction dans un appareil Soxhlet avec du trichlorotrifluoroéthane, la mesure des huiles et graisses est effectuée par spectrométrie à infra-rouge.

#### 3.4.2.10 Métaux lourds

L'analyse des concentrations en métaux lourds (Zn, Cu, Ni, Pb, Cr) a été effectuée sur un spectrophotomètre d'absorption atomique VARIAN AA-575 selon le principe rapporté dans Standard Methods (APHA, 1985). Les échantillons en solution sont injectés avec l'aide d'une pipette dans le tube de graphite de la fournaise à travers lequel passe le faisceau lumineux du spectrophotomètre. Le tube d'échantillonnage est chauffé en trois étapes par le passage dans ses

parois d'un courant électrique. Un courant de faible intensité sèche d'abord l'échantillon. Ensuite, un courant d'intensité intermédiaire réduit l'échantillon en cendres. Finalement, un courant intense chauffe le tube jusqu'à incandescence et atomise l'échantillon.

#### 3.4.2.11 Coliformes fécaux

La méthode 909C de la membrane filtrante de Standard Methods (APHA, 1985) a été employée pour faire le dénombrement des coliformes fécaux. La procédure de la membrane filtrante fait appel à un milieu de culture enrichi avec lactose et dépend d'une température de  $44,5 \pm 0,2^{\circ}\text{C}$  pour sa sélectivité.

#### 3.4.2.12 Indice de volume des boues

L'indice de volume des boues est défini comme le volume en millimètres occupé par 1 gramme de boues activées après une décantation de 30 minutes. Un cylindre gradué de 100 ml a été employé pour mesurer l'IVB au lieu du format habituel de 1 000 ml suggéré par Standard Methods (APHA, 1985).

#### 3.4.2.13 Azote total dans la biomasse

La teneur en azote total Kjeldahl (NTK) a été mesurée au moyen d'un analyseur C-H-N Hewlett-Packard 185-B. La technique du manufacturier (Hewlett Packard, 1971) consiste à porter environ 5 mg de produit sec en présence d'un catalyseur ( $\text{CrO}_3$  et  $\text{MnO}_2$ ) à  $1\ 000^{\circ}\text{C}$  et de faire passer cet échantillon successivement dans une colonne en oxyde de cuivre pour l'oxyder en  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NO}_x$  et  $\text{CO}_2$  et dans une

colonne de réduction en cuivre pour réduire le  $\text{NO}_x$  en  $\text{N}_2$ . Les produits de réaction obtenus ( $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$  et  $\text{CO}_2$ ) sont ensuite séparés dans une colonne à chromatographie de type Poropak Q 80-100 mesh dans laquelle circule un flux d'hélium de 120 ml/min. Le passage de chaque élément est détecté par un pont de conductivité et traduit par une courbe dont l'intégrale est proportionnelle à la concentration de l'élément dosé.

En multipliant la mesure de NTK par 6,25, la teneur en protéines brutes est obtenue, exprimée en pourcentage sur une base sèche.

#### 3.4.2.14 Composition en acides aminés de la protéine

La composition en acides aminés de la protéine de la biomasse a été déterminée selon la méthode de Moore et Stein à l'aide d'un appareil automatisé LKB 4400 (LKB Biochrom, non-daté). Pour effectuer cette analyse, l'échantillon est d'abord hydrolysé en présence d'acide chlorhydrique ( $\text{HCl}$  6N) à une température de  $105^\circ\text{C}$  pendant 24 heures. Après évaporation de l'acide chlorhydrique, l'échantillon hydrolysé est dissous dans un tampon à pH 2,2 et est alors prêt pour la séparation des acides aminés sur une colonne échangeuse de cations. Lors de l'hydrolyse, un acide aminé, le tryptophane, est détruit et n'était donc pas dosé.

### 3.5 RÉSULTATS BRUTS

#### 3.5.1 Évolution de la charge polluante de l'effluent

Les caractéristiques de l'effluent brut sont indiquées au tableau 3.4. Le tableau 3.5 donne l'évolution du pH, de la conductivité et de la couleur de l'effluent, alors que les tableaux 3.6 et 3.7 présentent respectivement l'évolution de la charge organique et inorganique. Les résultats des analyses effectuées pour chacun des échantillons sont contenus dans les annexes 1, 2 et 3, alors que les analyses de détermination de la DCO sont à l'annexe 4.

En outre, le dénombrement des coliformes fécaux lors de l'essai à 45°C avec un temps de séjour de 24 heures a révélé un nombre nul de ces bactéries dans l'effluent traité. L'IVB est de plus apparu uniformément nul pour tous les températures et temps de séjour étudiés.

#### 3.5.2 Évolution des quantités de solides dans l'effluent

Le tableau 3.8 présente les quantités de solides dans l'effluent.

Quelques soient la température et le temps de séjour, les solides de l'affluent étaient de couleur noirâtre, alors que la biomasse recueillie de l'effluent traité était d'une teinte brune-roussâtre.

**Tableau 3.4**

Caractéristiques de l'effluent brut

Paramètre	Concentration (mg/l)		Paramètre	Concentration (mg/l)	
	Bidon #1	Bidon #10		Bidon #1	Bidon #10
DCO	3 000	3 030	Zn	0,3	0,2
DBO <sub>5</sub>	1 850	1 960	Cu	0,2	0,1
COD	450	488	Ni	n.d. <sup>3</sup>	n.d.
H & G	4,5	5,2	Pb	n.d.	n.d.
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	< 0,02	0,07	Cr	n.d.	n.d.
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (N) <sup>1</sup>	14,5	14,5	pH	7,3	7,3
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (P) <sup>2</sup>	5,2	5,2	Cond. (mV)	-15	-16
MeS	298	268	Coli. fécaux (UFC <sup>4</sup> /100 mL)	3 x 10 <sup>6</sup>	--
MVeS	288	263			

<sup>1</sup> Sur une base N

<sup>2</sup> Sur une base P

<sup>3</sup> Non-détectable à un seuil de détection de 0,05 mg/l

<sup>4</sup> Unité viables formatrices de colonies

**Tableau 3.5**

Évolution du pH, de la conductivité et de la couleur de l'effluent

Température (°C)	Température séjour (heures)	Affluent *		Effluent traité		
		pH	Cond. (mV)	pH	Cond. (mV)	Couleur
45	6	6,7	12	8,3	-78	brunâtre- rougeâtre
	12	6,7	13	8,5	-89	or-jaunâtre
	18	6,9	4	8,6	-92	verdâtre
	24	6,9	3	8,7	-91	verdâtre
52	6	6,8	13	8,4	-79	jaunâtre
	12	6,7	17	8,4	-87	brunâtre- jaunâtre
	18	6,7	18	8,5	-94	olivâtre
	24	6,8	3	8,7	-99	olivâtre
	30	7,0	1	8,7	-101	verdâtre
58	6	6,7	18	8,3	-77	orange- jaunâtre
	12	6,8	16	8,4	-84	orange- jaunâtre
	18	6,6	23	8,5	-92	brunâtre- rougeâtre
	24	7,0	-1	8,5	-94	olivâtre- jaunâtre
	30	6,7	12	8,6	-98	verdâtre- jaunâtre

\* l'affluent (ou effluent brut) était de couleur rouge clair pour tous les essais.

**Tableau 3.6**

Évolution de la charge organique exprimée en DCO et COD

Température (°C)	Temps de séjour (heures)	Affluent		Effluent traité	
		COD (mg/l)	DCO (mg/l)	COD (mg/l)	DCO (mg/l)
45	6	369	2 190	63,1	206
	12	354	2 100	34,8	133
	18	362	2 150	33,3	111
	24	329	1 950	40,4	159
52	6	424	2 210	41,6	137
	12	444	2 310	42,6	120
	18	413	2 150	33,6	106
	24	426	2 220	31,4	101
	30	402	2 090	34,7	112
58	6	481	2 390	225,8	740
	12	511	2 620	100,9	320
	18	526	2 700	127,1	363
	24	543	2 775	87,6	286
	30	453	2 250	49,6	147

Tableau 3.7

Évolution de la charge inorganique exprimée en  $\text{PO}_4^{3-}$  et  $\text{NH}_4^+$

Température (°C)	Temps de séjour (heures)	Affluent		Effluent traité	
		$\text{PO}_4^{3-}$ (P)* (mg/l)	$\text{NH}_4^+$ (N)** (mg/l)	$\text{PO}_4^{3-}$ (P)* (mg/l)	$\text{NH}_4^+$ (N)** (mg/l)
45	6	15,1	73,0	2,4	137,7
	12	14,5	73,9	1,4	134,8
	18	14,8	69,0	2,4	109,0
	24	14,5	74,3	3,8	102,5
52	6	15,5	90,6	1,5	143,6
	12	15,0	120,5	2,5	118,0
	18	14,8	122,0	3,4	109,0
	24	13,4	132,1	3,0	87,2
	30	13,5	106,4	3,2	73,9
58	6	15,5	183,2	3,9	159,7
	12	15,2	172,0	3,1	116,8
	18	15,7	168,1	3,3	94,8
	24	13,4	182,3	3,8	79,7
	30	15,3	137,8	3,7	65,8

\* sur une base P

\*\* sur une base N

**Tableau 3.8**

Évolution des solides exprimés en MeS et MVeS

Température (°C)	Temps de séjour (heures)	Affluent		Effluent traité	
		MeS (mg/l)	MVeS (mg/l)	MeS (mg/l)	MVeS (mg/l)
45	6	72,9	70,0	677	643
	12	58,6	57,1	479	445
	18	50,8	49,3	523	482
	24	60,0	50,7	422	400
52	6	86,4	78,6	599	534
	12	60,0	60,0	522	492
	18	80,0	78,6	554	500
	24	67,2	65,7	470	433
	30	69,3	60,7	426	387
58	6	117	107	455	434
	12	109	104	494	453
	18	72,9	70,0	515	475
	24	59,3	58,6	478	448
	30	50,0	41,4	332	312

### 3.5.3 Évolution de la qualité de la biomasse protéique

Les tableaux 3.9 et 3.10 indiquent de façon respective la concentration en protéines brutes de la biomasse recueillie et la composition en acides aminés de la protéine; les relevés de ces analyses sont contenus dans les annexes 5 et 6.

Une coloration Gram, effectuée sur les bactéries cultivées à 58°C au temps de séjour de 30 heures, a de plus permis de révéler que celles-ci étaient toutes, lors de cet essai, de catégorie gram-négatif. Suite à ce test, 4 espèces de bactéries ont pu être observées:

- Une espèce dominante composant environ 90% de la population mixte présente et ayant la forme de bâtonnets longs et minces mesurant environ 0,1 µm de diamètre par 1,5 à 2,5 µm de longueur.
- Une espèce secondaire composant environ 10% de la population mixte et ayant la forme de bâtonnets trapus mesurant environ 0,3 µm de diamètre par 1 à 1,5 µm de longueur.
- Deux espèces présentes en quantités traces, dont l'une ayant la forme d'un gros bâtonnet (0,5 µm par 3,0 à 4,0 µm), et l'autre de forme sphérique d'un diamètre d'environ 0,5 µm.

**Tableau 3.9**

Contenu en azote total Kjeldahl et équivalent en protéines brutes de la biomasse produite

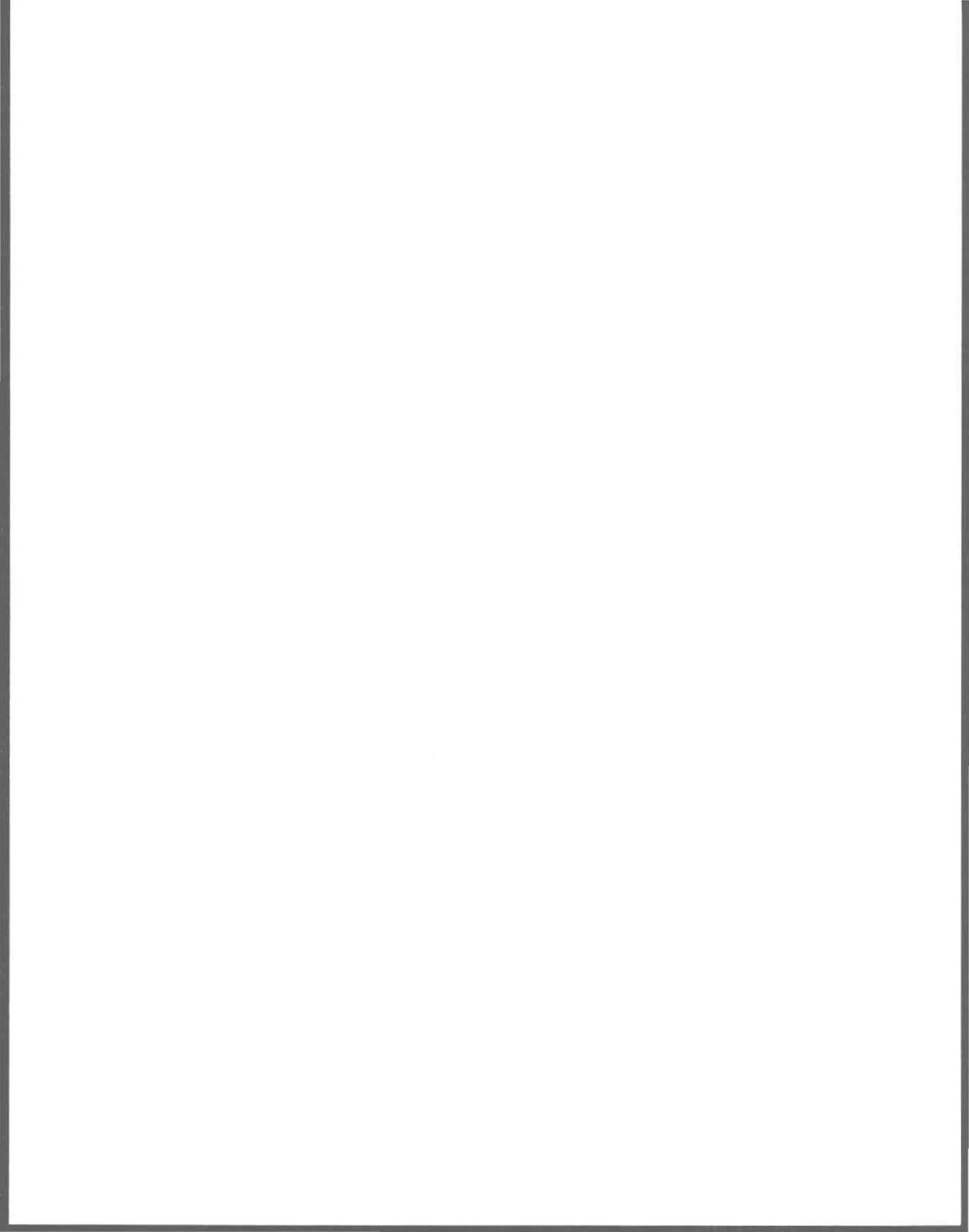
Température (°C)	Temps de séjour (heures)	NTK (%)	Protéines brutes* (%)
45	6	10,7	67,0
	12	11,3	70,5
	18	11,1	69,2
	24	10,6	66,3
52	6	11,1	69,5
	12	11,6	72,3
	18	11,3	70,8
	24	10,3	64,6
	30	11,3	70,4
58	6	11,8	74,0
	12	12,5	78,3
	18	11,3	70,3
	24	10,3	64,2
	30	10,8	67,3

\* NTK x 6,25 (base sèche)

**Tableau 3.10**

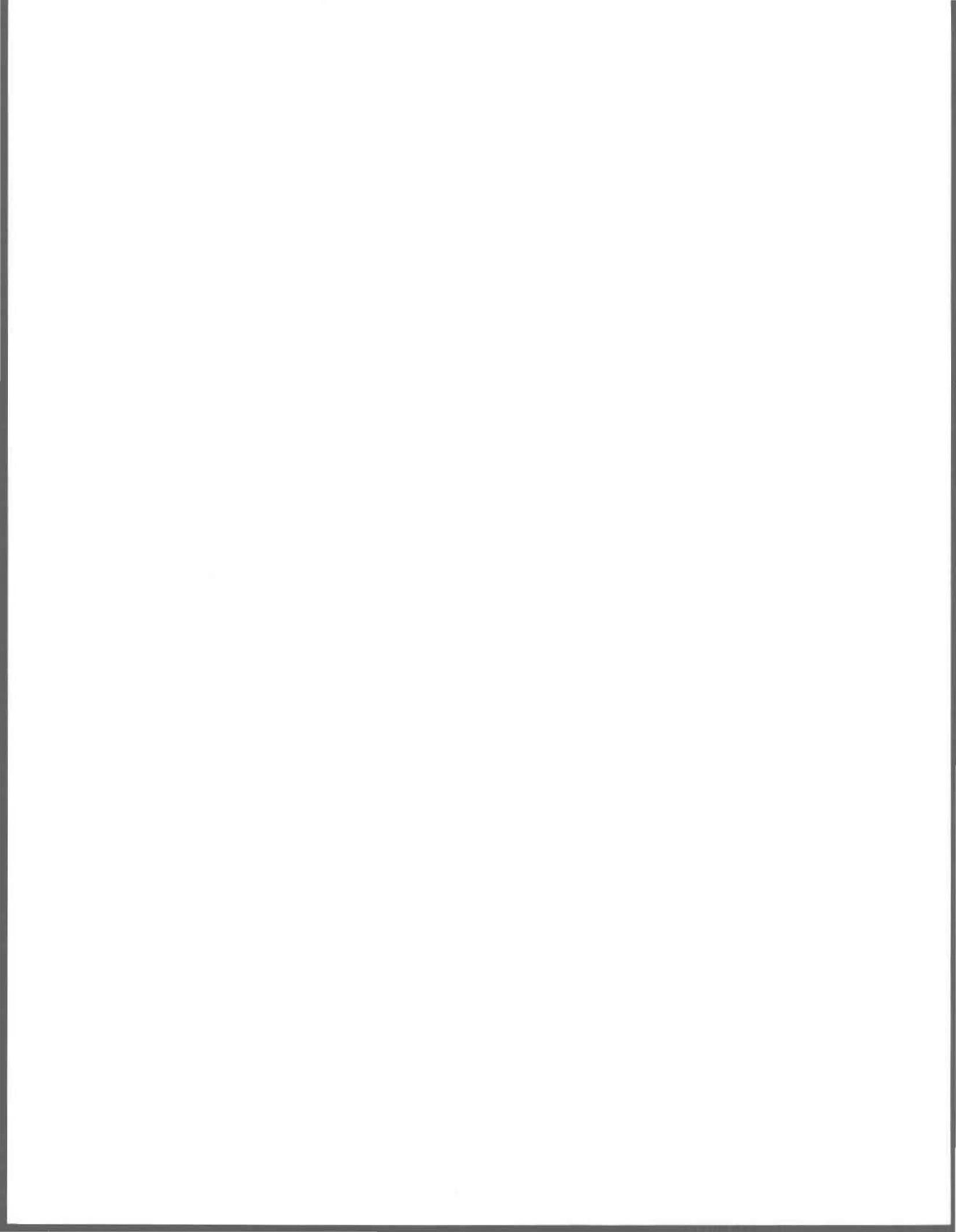
Composition en acides aminés de la protéine  
de la biomasse thermophile

Acide aminé	Teneur (g./100 g protéine)		
	Température (°C)		
	45	52	58
Alanine	5,4	5,3	5,7
Arginine	4,8	5,3	6,0
Acide aspartique	6,6	5,7	6,3
Acide glutamique	7,7	7,4	8,5
Cystine	0,5	0,5	0,5
Glycine	3,5	3,2	3,6
Histidine	1,4	1,3	1,4
Isoleucine	3,1	2,5	2,8
Leucine	5,3	5,1	6,4
Lysine	4,2	3,5	4,0
Méthionine	2,5	1,9	1,8
Phénylalanine	3,4	3,1	3,6
Proline	1,9	1,7	2,1
Sérine	2,9	2,6	2,9
Thréonine	3,5	2,4	3,5
Tyrosine	2,9	2,5	2,9
Valine	3,8	2,4	4,1



## **CHAPITRE 4**

### **ANALYSE DES RÉSULTATS**



#### 4. ANALYSE DES RÉSULTATS

##### 4.1 POTENTIEL D'UTILISATION DE L'EFFLUENT D'ABATTOIR POUR LA PRODUCTION DE P.O.U.

###### 4.1.1 Contenu en nutriments

Le rapport C:N:P habituellement recherché pour la culture de micro-organismes est de 100:5:1 (voir section 1.4.2). Des caractéristiques de l'effluent brut présentées au tableau 3.4, il est possible de calculer ce rapport. Exprimé en fonction du COD (C=100), du  $\text{NH}_4^+$  et du  $\text{PO}_4^{3-}$ , on obtient:

$$\text{C:N:P} = 100: 3,1: 1,1$$

L'effluent étudié semble donc à première vue légèrement déficient en azote pour qu'ait lieu une bonne croissance des micro-organismes. Cependant, en se référant au tableau 3.7, on constate qu'une ammonification s'est produite durant l'entreposage ainsi qu'en cours de traitement. En conséquence, l'azote disponible dans l'effluent pour la croissance des bactéries atteint un niveau suffisant. D'après Elie (1983), cette ammonification en conditions aérobies est due à la dégradation des protéines, acides nucléiques et sucres aminés par l'action des bactéries qui oxydent les amines contenus dans les déchets animaux et produisent ainsi une libération d'ammoniaque.

La comparaison des concentrations de l'orthophosphate des tableaux 3.4 et 3.7 suggère un mécanisme similaire pour le phosphore. Le contenu en nutriments de

l'effluent se révèle donc adéquat pour la culture de bactéries, et l'addition de suppléments serait inutile.

#### 4.1.2 Substances toxiques

Les concentrations moyennes des métaux lourds analysés présents dans l'effluent apparaissent au tableau 4.1 avec les concentrations spécifiées par les normes canadiennes pour l'eau potable. Faute de normes précises relatives à la multiplication des micro-organismes, les normes sévères pour l'eau potable offrent un niveau de sécurité jugé suffisant. Bien qu'une analyse plus complète des métaux présents dans l'effluent devrait être faite pour s'assurer de sa non-toxicité, les résultats actuels démontrent que le niveau des métaux toxiques est très acceptable pour la multiplication de micro-organismes devant être éventuellement utilisés comme aliment pour animaux.

Aucune analyse visant à déterminer la présence de pesticides n'a été effectuée. Bien qu'il soit admis que les effluents d'abattoir en sont exempts (voir section 1.4.2) et qu'aucun phénomène d'inhibition de la croissance bactérienne attribuable à leur présence n'ait été observé au cours des essais actuels, il serait néanmoins préférable dans un second temps de vérifier cette allégation avec certitude car divers pesticides employés dans les porcheries pourraient éventuellement se retrouver dans l'effluent de l'abattoir.

### 4.2 CALCUL DES COEFFICIENTS BIOCINÉTIQUES

#### 4.2.1 Difficultés propres au système utilisé

La détermination des coefficients biocinétiques du modèle mathématique retenu a pour exigence préalable que le régime permanent soit établi dans le système.

Tableau 4.1

Comparaison de la concentration moyenne en métaux de l'effluent  
aux normes de qualité pour les eaux de boisson

Métal	Effluent (mg/l)	Acceptable <sup>1</sup> (mg/l)	Objectif <sup>1</sup> (mg/l)
Zinc	0,25	5,0	< 1,0
Cuivre	0,15	1,0	< 0,01
Nickel	n.d. <sup>2</sup>	-	-
Plomb	n.d. <sup>2</sup>	< 0,05	n.d.
Chrome	n.d. <sup>2</sup>	< 0,05	n.d.

<sup>1</sup> Environnement Canada (1972)

<sup>2</sup> Non-détectable à une limite de détection de 0,05 mg/l.

Dans la pratique, cet objectif est rarement atteint pour des populations mixtes telles celle utilisée dans cette étude car ces cultures produisent plutôt un état transitoire durant lequel varient les proportions des espèces impliquées (Parkes, 1982). Selon Shaforostova et al. (1973), même la phase exponentielle de croissance de cultures pures est irrégulière, l'absorption de substrat s'effectuant par bonds.

D'après Parkes (1982), le problème de croissance de bactéries fixées observées au niveau des parois du bio-réacteur et de la tubulure peut aussi engendrer certains biais lors de l'étude de la cinétique du système. De plus, l'usage d'un substrat naturel complexe, comme un effluent d'abattoir, cause des difficultés particulières suite à la déposition de matières insolubles dans le réservoir d'effluent brut relié au bio-réacteur. La comparaison du tableau 3.4 avec les tableaux 3.5 et 3.8 révèle que la qualité de l'effluent n'est pas uniforme; par exemple, la DCO diffère de près de 1 000 mg/l entre les échantillons prélevés à l'arrivée au laboratoire et l'échantillonnage en cours d'expérience. Pour toutes ces raisons, les coefficients biocinétiques calculés peuvent être affectés d'une certaine marge d'erreur dont il faut tenir compte lors de l'interprétation. Il est à noter, toutefois, que bien que relativement imprécis, ces coefficients restent d'une grande utilité pour comparer des procédés entre eux et évaluer la performance d'un système.

#### 4.2.2 Rendement réel ( $Y$ ) et coefficient de respiration endogène ( $k_d$ )

Le rendement réel ( $Y$ ) et le coefficient de respiration endogène ( $k_d$ ) ont été déterminés à partir d'une forme linéarisée de l'équation (2.20):

$$\frac{S_0 - S}{X} = \frac{k_d}{Y} \theta_c + \frac{1}{Y} \quad (4.1)$$

La méthode de calcul consiste à ajuster l'équation aux données par la méthode des moindres carrés. La pente de la droite de régression est équivalente à  $k_d/Y$ , tandis que l'ordonnée à l'origine correspond à  $1/Y$ .

La concentration du substrat était exprimée en termes de DCO, et la concentration de biomasse en MeS; ce sont sous ces formes que les coefficients biocinétiques sont le plus souvent représentés dans la littérature. Aucune correction n'était apportée pour tenir compte des MeS présents à l'entrée du bio-réacteur car il est possible de poser l'hypothèse que ceux-ci ont été dégradés et convertis en MeS microbiens. Les coefficients  $Y$  et  $k_d$  calculés sont présentés au tableau 4.2.

#### 4.2.3 Taux de croissance maximal ( $\mu_m$ ), constante de saturation ( $K_s$ ) et taux spécifique maximal d'utilisation du substrat ( $q_m$ )

La combinaison des équations (2.11) et (2.17) conduit à l'équation:

$$S = \frac{K_s (1/\theta_c + k_d)}{\mu_m - (1/\theta_c + k_d)} \quad (4.2)$$

L'équation (4.2) a été mise sous la forme linéarisée suivante par Muck et Grady (1974):

Tableau 4.2

Valeurs de Y et  $k_d$  déterminées pour les 3 températures étudiées

T (°C)	Y (mg MeS/mg DCO)	$k_d$		<sup>1</sup> R <sup>2</sup>
		$h^{-1}$	$jr^{-1}$	
45	0,35	0,022	0,52	0,66
52	0,30	0,014	0,32	0,68
58	0,32	0,032	0,78	0,90

<sup>1</sup> Coefficient de détermination

$$\frac{1}{S} = \frac{\mu_m}{K_s} \frac{\theta_c}{1 + \theta_c k_d} - \frac{1}{K_s} \quad (4.3)$$

L'ajustement de cette équation par une régression linéaire similaire à celle utilisée en 4.2.2 permet d'obtenir le taux de croissance maximal ( $\mu_m$ ) et la constante de saturation ( $K_s$ ). Le taux spécifique d'utilisation du substrat ( $q_m$ ) est calculé à partir des  $\mu_m$  alors obtenus et des Y déterminés en 4.2.2 à l'aide de l'équation (2.11):

$$q_m = \frac{\mu_m}{Y} \quad (2.11)$$

Afin d'utiliser l'équation (4.3), il est nécessaire d'exprimer les concentrations de substrat en termes de matière biodégradable. Le taux spécifique d'utilisation du substrat ( $q$ ) est donné par la relation:

$$q = \frac{S_o - S}{\theta_c X} \quad (4.4)$$

La concentration en DCO non-biodégradable du substrat peut être estimée en mettant en valeur le fait que  $q$  devrait être égal à zéro lorsque la concentration en substrat biodégradable est nulle. Pour une température donnée, si une droite tracée de la concentration en DCO en fonction du taux spécifique est extrapolée au taux spécifique zéro, l'ordonnée à l'origine représente la DCO non-biodégradable ( $S_n$ ).

Cette technique a été utilisée pour déterminer  $S_n$ , qui a été soustrait des valeurs de DCO mesurées pour obtenir les concentrations de  $S_o$  et  $S$

biodégradables à employer dans l'équation (4.3). Les valeurs de  $S_n$  obtenues étaient respectivement de 91, 93 et -34 mg/l à 45, 52 et 58°C, avec des coefficients de détermination de 0,48, 0,88 et 0,83. Aucune correction n'a été apportée aux concentrations de DCO à la température de 58°C à cause du signe négatif qui n'a pas de signification. En outre, à 45 et 52°C, il a été nécessaire de mettre respectivement à l'écart les résultats des temps de séjour de 24 et 30 heures à cause de l'évolution irrégulière de la concentration en DCO. Les coefficients obtenus sont présentés au tableau 4.3

#### 4.3 EFFICACITÉ DU TRAITEMENT

##### 4.3.1 Réduction de la charge organique

La DCO a été choisie pour représenter la réduction de la charge organique de l'effluent plutôt que le COD qui est un paramètre peu usité. Les réductions de DCO réalisées, représentées au tableau 4.4, révèlent que plus de 90% de la DCO est éliminé pour tous les temps de séjour étudiés à 45 et 52°C, alors qu'à 58°C une élimination de plus de 86% de la DCO est atteinte, exception faite du temps de séjour de 6 heures. Les réductions de plus de 90% réalisées à 45 et 52°C au temps de séjour de 6 heures correspondent à des rapports F/M maxima respectifs de 12,9 et 14,8 g DCO/g biomasse-jr; ces réductions sont similaires à celles obtenues par Heddle (1979) et par Lovett et al. (1984) pour des effluents d'abattoir, mais à des rapports F/M beaucoup plus faibles inhérents au procédé conventionnel mésophile employé, soit 0,2 à 2,0 g/DCO/g biomasse-jr.

**Tableau 4.3**

Valeurs de  $K_S$ ,  $\mu_m$  et  $q_m$  déterminés pour les 3 températures étudiées

T (°C)	Temps de séjour utilisés pour le calcul (heures)	$K_S$ (mg/l)	$\mu_m$		$q_m$		<sup>1</sup> R <sup>2</sup>
			h <sup>-1</sup>	jr <sup>-1</sup>	h <sup>-1</sup>	jr <sup>-1</sup>	
45	6, 12, 18	46	0,24	5,76	0,69	16,5	0,96
52	6, 12, 18, 24	30	0,25	6,00	0,83	19,8	0,92
58	6, 12, 18, 24, 30	992	0,42	10,08	1,30	31,1	0,71

<sup>1</sup> Coefficient de détermination

**Tableau 4.4**

Réduction de la charge organique (%) en termes de DCO

Temps de séjour (heures)	Température (°C)		
	45	52	58
6	90,6	93,8	69,0
12	93,7	94,8	87,8
18	94,8	95,1	86,6
24	91,8	95,5	89,7
30	-	94,6	93,5

La grande efficacité de l'enlèvement de la DCO contraste avec le rapport  $DBO_5$  : DCO de 0,63 de l'effluent brut qui indique une biodégradabilité inférieure à 90%. Ceci suggère qu'une partie non-négligeable de la charge organique est enlevée par des mécanismes autres que l'oxydation biologique. Lovett et al. (1984), qui ont observé le même phénomène, avancent comme mécanismes possibles l'absorption de DCO non-biodégradable dans le floc microbien lors de la séparation des solides de l'échantillon, et de l'adsorption directe de protéines partiellement oxydées dans les cellules microbiennes pour la synthèse cellulaire.

Les taux spécifiques maxima d'utilisation du substrat ( $q_m$ ) présentés au tableau 4.5 confirment la grande rapidité du procédé thermophile en comparaison au procédé mésophile par boues activées pour un effluent d'abattoir; on observe en effet que les taux obtenus à 45, 52 et 58°C sont respectivement 10, 12 et 19 fois supérieurs au taux moyen des données mésophiles ( $1,66 \text{ jr}^{-1}$ ). Si le meilleur taux relevé pour le traitement mésophile ( $2,6 \text{ jr}^{-1}$ ) est mis en comparaison au pire taux obtenu pour les thermophiles ( $16,5 \text{ jr}^{-1}$ ), le rapport est encore assez élevé, soit un facteur de 6.

Le tableau 4.5 montre de plus que les valeurs de  $q_m$  de cette étude aux températures de 45 et 52°C sont de l'ordre de celle du  $q_m$  obtenue par Sürücü (1975) à 58°C avec un système thermophile alimenté au glucose; l'écart à 58°C, peut être dû à des différences dans les espèces bactériennes impliquées, Sürücü (1975) ayant utilisé des bactéries de catégorie gram-positif. Jackson (1982) a rapporté un  $q_m$  très inférieur à ceux de Sürücü (1975) et de cette étude, ce qui peut être expliqué par le caractère toxique de l'effluent de l'usine de recyclage de carton attribuable à la présence de colle.

Tableau 4.5

Comparaison des taux spécifiques maximaux d'utilisation du substrat ( $q_m$ ) de diverses études

Référence	Base de calcul	Substrat	T(°C)	$q_m$ (jr <sup>-1</sup> )
Cette étude	MeS, DCO	Effluent d'abattoir	45	16,5
" "	" "	" "	52	19,8
" "	" "	" "	58	31,1
Lovett <u>et al.</u> (1984)	MVeS, DCO	Effluent d'abattoir	22	1,7
Lovett <u>et al.</u> (1983)	MeS, DCO	Concentré de viande soluble	19-23	0,67
Heddle (1977)	MeS, DCO	Effluent d'abattoir	22	2,6
Jackson (1982)	MeS, DCO	Effluent industriel <sup>1</sup>	53	5,6
Sürücü (1975)	MeS, DCO	Glucose	58	15,4

<sup>1</sup> Usine de recyclage de carton ondulé

#### 4.3.2 Réduction de la charge inorganique

##### 4.3.2.1 Orthophosphate

Afin de comparer l'enlèvement du phosphore réalisé au cours de cette étude aux valeurs rapportées dans la littérature, habituellement exprimées en termes de phosphore total ( $P_t$ ), il est nécessaire de poser l'hypothèse que l'enlèvement du phosphore se fait dans les mêmes proportions pour l'espèce  $PO_4^{3-}$  que pour les autres formes de phosphore présentes. D'après Sachon (1986), l'orthophosphate constitue environ 60% du phosphore total contenu dans les effluents d'abattoir; si on considère que de 50 à 80% des formes de phosphore condensé sera hydrolysé en  $PO_4^{3-}$  lors du traitement (Benefield et Randall, 1980), l'hypothèse est alors valable.

Le degré d'enlèvement du phosphore réalisé (tableau 4.6) est similaire à celui mentionné par Heddle (1979), lequel est de l'ordre de 80 à 87% pour un système par boues activées opéré avec un rapport F/M élevé (1,8 à 2,0 g DCO/g biomasse-jr). À un faible rapport F/M (0,2 à 0,4 g DCO/g biomasse-jr), Heddle (1979) rapporte cependant une réduction variant entre 33 et 47%. Lovett et al. (1984) rapportent aussi une meilleure efficacité de l'enlèvement du  $P_t$  à de courts temps de séjour; ils ont en effet obtenu une réduction de 89, 60 et 60% pour des temps de séjour respectifs de 5, 10 et 20 jours. Ce comportement de l'enlèvement du phosphore, inversé par rapport à l'évolution de la réduction de la charge organique, est aussi clairement observé lors des présents essais aux températures de 45 et 52°C.

L'augmentation de l'efficacité de l'enlèvement du phosphore de façon inversement proportionnelle au temps de séjour est attribuable, d'après Sherrard et Schroeder (1973), aux besoins élevés des cellules en phosphore durant la période de synthèse cellulaire. Lovett et al. (1984) ajoutent à l'explication le phénomène de relargage de phosphore lié organiquement durant la respiration endogène, ce qui accroît la concentration en phosphore dans l'effluent traité pour de longs temps de séjour.

L'efficacité de l'enlèvement du phosphore est en outre très dépendante du rapport DCO:P. Sherrard et Schroeder (1973) ont démontré qu'à un haut rapport DCO:P (138:1), le degré d'enlèvement du phosphore pouvait être très élevé, alors que lorsqu'il y a abondance de phosphore (faible rapport DCO:P, par exemple, 43:1), l'efficacité est réduite. Avec un rapport DCO:PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> moyen de 580 pour l'effluent brut fraîchement échantillonné, et de 156 lors des essais de traitement, il est à prévoir qu'une excellente efficacité d'enlèvement sera réalisée à de courts temps de séjour pour l'effluent d'abattoir traité avec le procédé thermophile.

#### 4.3.2.2 Azote ammoniacal

Il a été dit à la section 4.1.1 qu'un phénomène d'ammonification avait pris place durant l'entreposage. En conséquence, trois niveaux différents de concentration en azote ammoniacal (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) ont été introduits dans le bio-réacteur, ce qui rend difficile la comparaison des réductions, telles que présentées au tableau 4.7, sur la base de la température.

**Tableau 4.6**

Effacité (%) de l'enlèvement du phosphore sous la forme orthophosphate ( $\text{PO}_4$ )

Temps de séjour	Température (°C)		
	45	52	58
6	84,2	90,3	74,8
12	90,4	83,5	79,4
18	83,7	77,3	79,2
24	74,0	77,3	72,0
30	-	76,4	83,2

**Tableau 4.7**

Variation (%) de la concentration en azote ammoniacal ( $\text{NH}_4^+$ ), avant et après traitement

Temps de séjour	Température (°C)		
	45	52	58
6	+88,6	+58,5	-12,8
12	+82,4	- 2,1	-32,1
18	+58,0	-10,7	-43,5
24	+38,0	-34,0	-56,3
30	-	-30,5	-52,2

Abstraction faite de la température, il est à remarquer que la concentration initiale en  $\text{NH}_4^+$  semble déterminante sur le comportement du système, quant à l'occurrence d'une augmentation ou d'une réduction de la concentration. En effet, il paraît y avoir un seuil critique dans les environs de 90 à 120 mg/l de  $\text{NH}_4^+$ : au-delà de ces concentrations, il y a réduction; et en deçà, il y a augmentation. Heddle (1979) rapporte des observations du même genre, mais à un niveau de concentration inférieur. Dans les conditions ordinaires d'opération du procédé, c'est-à-dire avec un effluent brut ayant une concentration de l'ordre de 15 mg/l de  $\text{NH}_4^+$ , on devrait donc s'attendre à une augmentation de la concentration  $\text{NH}_4^+$  dans l'effluent suite au traitement. Le tableau 4.7 indique de plus qu'un court temps de séjour est désavantageux sur le plan de l'enlèvement du  $\text{NH}_4^+$ .

Par ailleurs, l'enlèvement du  $\text{NH}_4^+$ , dans les cas où il y a réduction des concentrations, ne saurait être attribué au seul processus biologique. Effectivement, les besoins en azote des micro-organismes se situent entre 20 et 25 mg/l pour la charge organique appliquée au système, alors que la réduction du  $\text{NH}_4^+$  atteint jusqu'à près de 100 mg/l. De plus, puisque des temps de séjour de plusieurs jours sont nécessaires au phénomène de nitrification (Mines et Sherrard, 1985; Painter et Loveless, 1983) et que le système a été opéré à des temps de séjour de quelques heures, on peut déduire qu'une part majeure de l'enlèvement du  $\text{NH}_4^+$  est due à un mécanisme autre que la nitrification. L'augmentation du pH avec le temps de séjour tel que l'illustre la figure 4.1 est une autre indication de l'absence de nitrification, selon Matsch et Drnevich (1977).

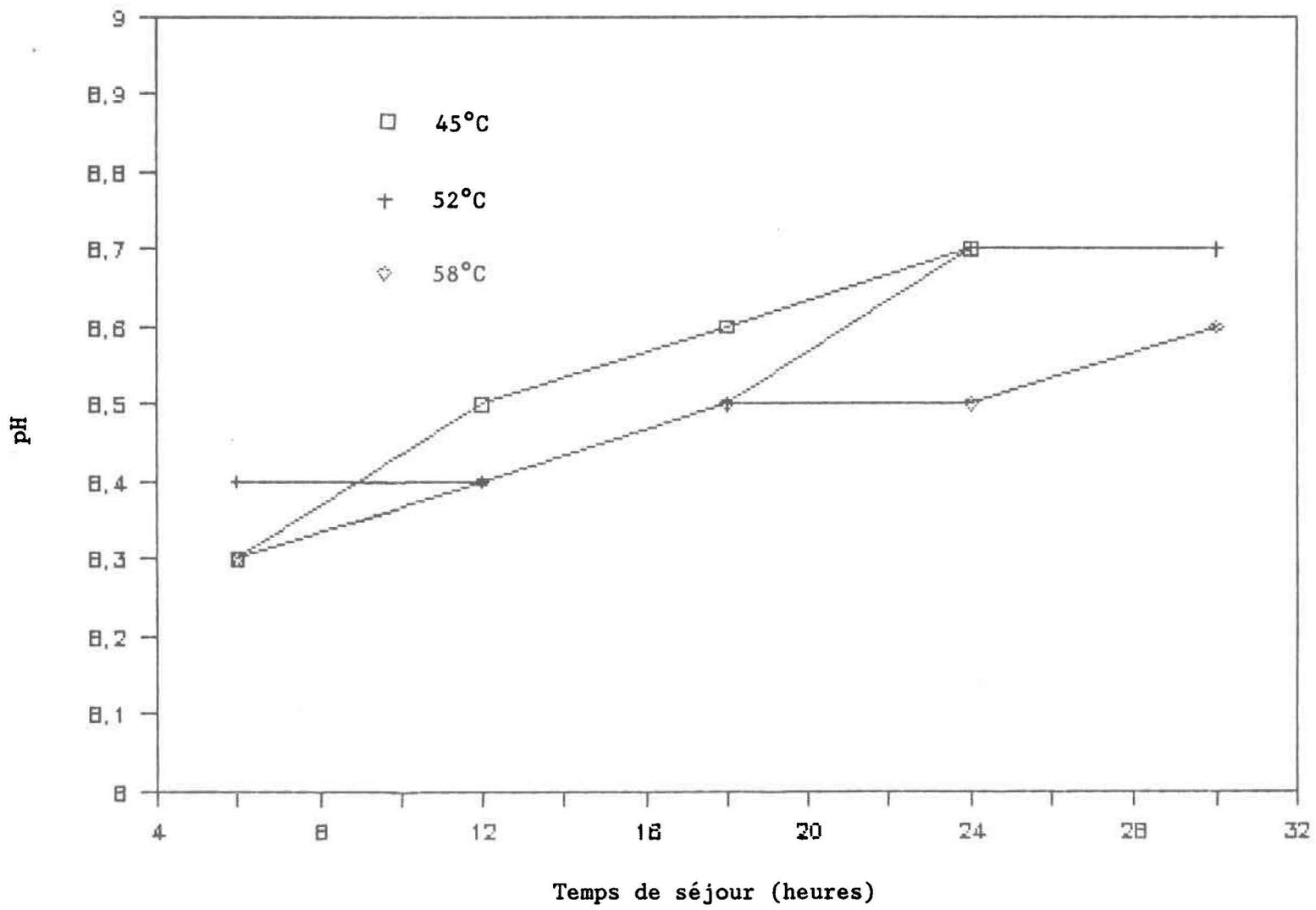


Figure 4.1 Évolution du pH dans le bio-réacteur

Parmi les mécanismes susceptibles d'expliquer l'enlèvement excessif de  $\text{NH}_4^+$ , l'entraînement par l'air ("stripping") est le plus plausible. Dans une eau usée contenant de l'azote ammoniacal, les ions ammonium et ammoniac sont en équilibre. A un pH et à une température élevée - situation qui prévaut pour le présent procédé - l'espèce ammoniac, qui est la forme gazeuse de l'azote ammoniacal, devient prépondérante (Eckenfelder, 1982), ce qui en favorise l'entraînement par l'air du système d'aération.

#### 4.3.3 Destruction des organismes pathogènes

La diminution des coliformes fécaux de  $3 \times 10^6$  UFC/100 ml à un niveau non-détectable à  $45^\circ\text{C}$  et à un temps de séjour de 24 heures (voir section 3.1) indique qu'un certain degré de pasteurisation a lieu à cette température. Cette observation est en accord avec le seuil de pasteurisation de  $45^\circ\text{C}$  rapporté par Matsch et Drnevich (1977) pour des boues biologiques; Vismara (1985) suggère un seuil plus élevé, à  $50^\circ\text{C}$ .

Le degré de destruction des micro-organismes pathogènes varie selon la température et la durée d'exposition, donc avec le temps de séjour (Tacon, 1978/1979). Pour cette raison, une phase ultérieure de développement du procédé devrait inclure une série de vérifications de la présence de pathogènes.

#### 4.3.4 Décantabilité

La décantabilité de l'effluent traité s'est révélée médiocre à toutes les températures et tous les temps de séjour étudiés, d'après les résultats des analyses de l'indice de volume des boues (voir section 3.5.1). Aucune

floculation n'avait lieu, et les particules restaient dispersées, même après plusieurs heures de repos.

Dans la gamme des températures mésophiles, on rapporte que la décantabilité des effluents traités est généralement mauvaise pour de courts temps de séjour (par exemple, 2 jours) et tend à s'améliorer jusqu'à une certaine limite avec l'augmentation du temps de séjour (Sherrard et Schroeder, 1972). Pour des effluents d'abattoir, Lovett et al. (1983) rapportent que l'optimum de décantabilité se situe aux environs de 7 à 8 jours de temps de séjour, ce qui est très long en comparaison aux temps de séjour utilisés dans la présente étude. Pour un effluent industriel traité par procédé thermophile, Jackson (1982) fait aussi mention des difficultés de décantation. Hautes températures et courts temps de séjour auront donc tendance à produire des effluents ayant de mauvaises caractéristiques de décantation.

#### 4.4 VALEUR PROTÉIQUE DE LA BIOMASSE PRODUITE

##### 4.4.1 Protéines brutes

La biomasse recueillie se présentait après séchage et broyage comme une poudre brune foncée d'une apparence uniforme quels que soient le temps de séjour et la température utilisée; l'examen visuel ne permettait donc pas de détecter une différence de qualité dans le produit. Les données du tableau 3.9 montrent que la concentration en protéines brutes de la biomasse ne suit aucune tendance en fonction du temps de séjour pour les 3 températures étudiées, ce qui a été vérifié statistiquement (niveau de signification de 5%). Ces résultats concordent avec ceux rapportés par Cooney et al. (1980) et par Dostalek et

Nolin (1975); Sürücü (1975), pour un procédé thermophile, a cependant obtenu une diminution de la protéine brute avec le temps de séjour. Un regroupement des résultats à chaque température (tableau 4.8) suggère qu'une légère augmentation de la concentration en protéines brutes en fonction de celle-ci est possible.

La concentration moyenne (arrondie à l'unité) pour l'ensemble des échantillons est de 70%. Cette valeur s'approche des contenus en protéines brutes présentées au tableau 1.5 pour les P.O.U. de bactéries. Au tableau 4.9, la concentration moyenne est comparée à diverses concentrations relevées dans la littérature qui témoignent du bon contenu en protéines brutes de la population mixte bactérienne de la présente étude.

En outre, cette concentration en protéines brutes est supérieure à celle de la majorité des concentrés protéiques utilisés dans l'alimentation animale (tableau 4.10). D'après Young et Scrimshaw (1975), une haute concentration en protéines a pour avantages d'offrir un niveau optimal de protéines à absorber pour achever une efficacité maximale de l'utilisation de l'azote, et de rendre possible la dilution de la source de protéines avec des aliments à contenu protéique inférieur.

#### 4.4.2 Composition en acides aminés de la protéine

La composition en acides aminés de la protéine récupérée aux 3 températures (tableau 3.10) a été soumise à un test statistique selon des observations appariées (Bobée, 1986) qui a démontré que la composition à 45 et 58°C n'était pas significativement différente à un niveau de signification de 5%, mais que

**Tableau 4.8**

Concentration moyenne en protéines brutes  
pour chaque température et moyenne générale

Température (°C)	Protéine brute (%)	Ecart-type (%)
45	68,3	1,9
52	69,5	2,9
58	70,8	5,5
Moyenne	69,6	3,8

Tableau 4.9

Concentration en protéines brutes (P.B.)  
de diverses biomasses bactériennes

Population bactérienne	Substrat	T (°C)	P.B. (%)	Référence
Mixte thermophile <u>Bacillus megaterium</u>	Effluent d'abattoir Collagène	45-58 34	68-71 36-60	Cette étude Bough <u>et al.</u> , 1972
Boues activées	Effluent rural	mésophile	39-46	Tacon et Ferns, 1978/1979
<u>Thermomonospora</u> <u>fusca</u>	Effluent papetier	52	30-35	Crawford <u>et</u> <u>al.</u> , 1973
Mixte thermophile	Glucose	58	36-45	Sürücü, 1975
Boues activées	Effluent d'abattoir	mésophile	50-55	Heddle, 1979
Boues activées	Effluent d'usine laitière	mésophile	42	Bernard, 1980
<u>Rhodopseudomonas</u> <u>gelatinosa</u>	Infusion de fibre de blé	30	63-66	Shipman <u>et</u> <u>al.</u> , 1975
Mixte mésophile	Ecorce de riz	37	38	Chang <u>et al.</u> , 1980
<u>Brevibacterium</u> sp. JM98A	Bois de mesquite	37	70-72	Tom Fu <u>et</u> Thayer, 1975
<u>Alcaligenes eutrophus</u>	Effluent domestique	30-32	56	DeCicco, 1979
<u>Acinetobacter</u> <u>cerificans</u>	Hexadecane	mésophile	72	Litchfield, 1979
<u>Cellulomonas</u> sp.	Bagasse	mésophile	87	Litchfield, 1979
<u>Methylophilus</u> <u>methylotrophus</u>	Méthanol	mésophile	83	Litchfield, 1979

Tableau 4.10

Concentration en protéines brutes (P.B.)  
de divers concentrés protéiques pour animaux

Origine végétale	P.B. (%)	Origine animale	P.B. (%)
Tourteau de soya 44%	49,6	Farine de sang	89,6
Tourteau de tournesol	50,3	Farine de poisson (hareng)	77,4
Levure de bière séchée	48,3	Poudre de lait écrémé	36,0
Tourteau de lin	40,7	Farine de viande	59,3
Drèches de brasserie	26,0	Farine de viande et d'os	54,0
Tourteau de gluten de maïs	48,0	Farine de plume	87,4

Tiré de Church (1986)

la composition à 52°C était très significativement différente des deux premières. La raison de la qualité inférieure de la protéine à 52°C est possiblement liée au fait que la population bactérienne se situerait alors à proximité de sa température optimale de croissance (Sinskey et Tannenbaum, 1975; Mateles, 1968): les conditions de culture favorisent alors la production d'acides nucléiques au détriment des acides aminés.

Au tableau 4.11, la composition en acides aminés de la protéine de biomasse thermophile est comparée à diverses biomasses et sous-produits. On observe que la protéine de biomasse thermophile est très supérieure en qualité à celle des boues activées domestiques et au précipité d'effluent d'abattoir par procédé physico-chimique, mais légèrement inférieure à la protéine des boues activées d'abattoir et d'usine laitière. En comparaison au champignon Chaetomium cellulolyticum, la biomasse thermophile offre un profil en acides aminés globalement inférieur, bien que la somme des acides aminés souffrés, souvent limitants pour l'alimentation (Tacon, 1978/1979), soit comparable.

Le tableau 4.12 présente les besoins en acides aminés essentiels du porc, du poulet et du poisson, le contenu en acides aminés essentiels de divers concentrés (par définition, un aliment contenant plus de 20% de protéines brutes (Church, 1986)) et le contenu moyen de la biomasse thermophile. Afin de permettre la comparaison, la concentration de la biomasse thermophile est exprimée sur une base "tel que servi" avec 90% de matière sèche. La biomasse thermophile offre un contenu protéique très similaire à celui de la farine de viande et du tourteau de soya, et globalement supérieur à celui des drèches de brasserie, du tourteau de gluten de maïs et de la poudre de lait écrémé dont le contenu ne satisfait pas certains besoins en acides aminés des trois espèces

Tableau 4.11

Composition en acides aminés de la protéine de la biomasse thermophile comparée à diverses biomasses

Teneur (g/100 g protéine)								
Référence	Cette étude			Carberry et al. 1978	Heddle, 1979	Bernard, 1980	Cooper et al. 1982	Chahal et Moo-Young 1981
Origine de la biomasse	Biomasse thermophile 45°C	Biomasse thermophile 52°C	Biomasse thermophile 58°C	Boues activées domestiques	Boues activées d'effluent d'abattoir	Boues activées d'effluent laitier	Précipité d'effluent d'abattoir	<u>Chaetomium cellulolyticum</u>
Acide aminé essentiel <sup>1</sup>								
Arginine	4,8	5,3	6,0	1,15	3,9	6,4	-	-
Histidine	1,4	1,3	1,4	0,46	1,6	-	-	-
Isoleucine	3,1	2,5	2,8	2,06	3,9	4,9	0,75	4,70
Leucine	5,3	5,1	6,4	1,81	6,1	7,9	-	7,54
Lysine	4,2	3,5	4,0	1,13	5,4	5,5 <sup>2</sup>	2,05	6,80
Méthionine	2,5	1,9	1,8	0,55	0,9	2,3 <sup>3</sup>	0,58	2,33
Phénylalanine	3,4	3,1	3,6	1,60	3,8	4,6	-	3,77
Thréonine	3,5	2,4	3,5	1,18	4,3	7,0	1,30	6,1
Tryptophane	-	-	-	0,28	1,0	-	0,13	-
Valine	3,8	2,4	4,1	1,98	6,0	6,6	-	5,8
Acide aminé non-essentiel								
Alanine	5,4	5,3	5,7	-	-	8,5	-	-
Acide aspartique	6,6	5,7	6,3	-	-	13,9	-	-
Citrulline	-	-	-	-	-	-	-	-
Cystine	0,5	0,5	0,5	0,18	-	-	-	0,31
Acide glutamique	7,7	7,4	8,5	2,89	-	13,6	-	-
Glycine	3,5	3,2	3,6	1,63	-	5,4	-	-
Hydroxyproline	-	-	-	-	-	-	-	-
Proline	1,9	1,7	2,1	-	-	1,0	-	-
Sérine	2,9	2,6	2,9	-	-	5,5	-	-
Tyrosine	2,9	2,5	2,9	0,70	2,8	2,8	-	3,26
Protéines brutes (%)	68,3	69,5	70,8	30-35	45-60	42,3	28,9	40

<sup>1</sup> D'après la classification de Church (1986)<sup>2</sup> Inclue histidine<sup>3</sup> Inclue cystine

Tableau 4.12

Comparaison du contenu en acides aminés de la biomasse thermophile à celui de divers suppléments protéiques et aux besoins du poulet, du porc et du poisson

Acide aminé essentiel	Besoins en acides aminés <sup>1</sup> (90% matière sèche)			Contenu en acides aminés de divers suppléments protéiques (tel que servi) <sup>2</sup>							Biomasse thermophile (90% M.S) <sup>3</sup>
	Poulet	Porc 5-10 kg	Poisson	Farine de sang	Farine de poisson	Poudre de lait écrémé	Farine de viande	Tourteau de soya 44%	Drèches de brasserie	Tourteau de gluten de maïs	
Arginine	1,44	0,25	2,4	3,5	4,0	1,2	3,7	3,2	1,3	1,4	3,4
Histidine	0,35	0,23	0,7	4,2	1,6	0,9	1,1	1,1	0,5	1,0	0,9
Isoleucine	0,80	0,63	0,9	1,0	4,1	2,3	1,9	2,5	1,5	2,3	1,8
Leucine	1,35	0,75	1,6	10,3	5,0	3,3	3,5	3,4	2,3	7,6	3,5
Lysine	1,20	0,95	2,0	6,9	5,3	2,8	3,8	2,9	0,9	0,8	2,4
Méthionine + cystine <sup>6</sup>	0,93	0,56	1,6	2,3	2,7	1,3	1,4	1,3	0,4 <sup>5</sup>	1,6	1,6
Phénylalanine + tyrosine <sup>7</sup>	1,34	0,88	2,1	7,9	4,3	2,8	2,8	3,6	2,5	3,9	3,8
Thréonine	0,75	0,56	0,9	3,7	2,9	1,4	1,8	1,7	0,9	1,4	1,9
Tryptophane	0,23	0,15	0,2	1,1	0,6	0,4	0,3	0,6	0,4	0,2	-
Valine	0,82	0,63	1,3	6,5	3,6	2,2	2,6	2,4	1,6	2,2	2,1
Glycine + sérine <sup>4</sup>	1,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,9
Proline <sup>4</sup>	0,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,2

<sup>1</sup> Maynard et al., 1979

<sup>2</sup> Cullison, 1979

<sup>3</sup> Cette étude

<sup>4</sup> Acide aminé essentiel pour le poulet seulement

<sup>5</sup> Cystine non-comprise

<sup>6</sup> La cystine peut fournir 50% du besoin total en méthionine

<sup>7</sup> La tyrosine peut fournir 30% du besoin total en phénylalanine

animales indiquées. Les P.O.U. thermophiles sont néanmoins inférieurs à la farine de sang et à la farine de poisson, lesquels comptent parmi les meilleurs concentrés disponibles.

Litchfield (1980) a allégué que la méthionine, la lysine et l'arginine étaient souvent des acides aminés limitant dans les P.O.U.; ceci est confirmé dans le cas des bactéries thermophiles pour la méthionine et la lysine, mais non pour l'arginine dont la concentration est suffisante. De plus, Moo-Young (1976) a mentionné que le contenu en lysine des P.O.U. était supérieur en tout temps à celui des grains; les drèches de brasserie et le gluten de maïs ont effectivement un contenu en lysine très inférieur à celui de la biomasse thermophile.

La biomasse thermophile présente un contenu en acides aminés très adéquat pour le poulet et le porc. Mais pour le poisson, parce que la cystine ne peut remplir que 50% des besoins en méthionine (Maynard et al., 1979), elle est légèrement déficiente en méthionine.

La biomasse thermophile cultivée sur effluent d'abattoir est donc un aliment d'une qualité équivalente à celle de plusieurs concentrés protéiques, et constitue une source de protéine acceptable pour le porc et le poulet alors qu'une légère supplémentation en méthionine serait nécessaire pour l'alimentation du poisson.

#### 4.4.3 Digestibilité

La matière protéique qui constitue les parois cellulaires bactériennes est parfois peu digestible et peut rendre difficile la digestion du contenu cellulaire (Tannenbaum et Wang, 1975). Young et Scrimshaw (1975) attribuent cette faible digestibilité aux liens qui existent entre les acides aminés et la paroi. Ces acides aminés peuvent donc ne pas être biologiquement disponibles lorsque les P.O.U. sont consommés.

D'après Cooney et al. (1980), ce sont les parois des bactéries de type gram-positif qui sont les plus résistantes à la digestion. Or, le test par coloration gram de la biomasse thermophile cultivée à 58°C de la présente étude a montré que les bactéries étaient de catégorie gram-négatif, ce qui est une indication favorable sur le plan de la digestibilité.

Le tableau 4.13 présente le pourcentage de protéine utilisable équivalent à celui du fromage, et supérieur à celui de la viande et de la farine de soya. Litchfield (1979) a rapporté une digestibilité de la protéine par des rats de 83,4% pour la bactérie Acinetobacter cerificans, de 84 à 86% pour diverses algues, et de 85 à 96% pour des levures. Toutes ces indications suggèrent donc que la protéine de la biomasse thermophile bactérienne devrait être suffisamment disponible pour être utilisée dans l'alimentation des animaux.

### 4.5 PRODUCTION DE BIOMASSE

#### 4.5.1 Rendement

Les travaux de Matshé et Andrews (1973) avec des cultures thermophiles et de Topiwala et Sinclair (1971) avec des cultures mésophiles ont révélé que le

**Tableau 4.13**

Portion utilisable de la protéine de quelques aliments (%)

Aliment	Portion (%)
Oeuf	94
Lait	82
Poisson	80
P.O.U. (levures et bactéries)	70
Fromage	70
Grains	50-70
Viande	65
Farine de soya	62

Tiré de Schlingmann et al. (1984)

rendement réel ne variait que très peu avec la température. Muck et Grady (1974) ont toutefois noté une certaine fluctuation dans les rendements réels rapportés par divers auteurs, mais sans qu'il y ait de tendance prévisible. En outre, les rendements réels présentés au tableau 4.14 pour des effluents d'abattoir traités par procédé de boues activées et pour divers substrats soumis à un procédé thermophile ne permettent pas de conclure à l'existence d'une tendance dans la valeur des rendements réels, que ce soit en fonction de la température ou en fonction du substrat.

Les rendements réalisés lors des présents essais s'apparentent à ceux rapportés par Lovett et al. (1984) pour un effluent d'abattoir traité par boues activées, et par Sürücü (1975) pour un substrat de glucose traité en système thermophile. Ils sont de plus dans la gamme des rendements que Litchfield (1985) a rapporté pour des hydrates de carbone et divers substrats de haute charge organique et azoté, lesquels varient entre 0,25 et 0,61 g biomasse/g substrat.

A l'aide des valeurs de rendements réels ( $Y$ ) et des coefficients de respiration endogène ( $k_d$ ) évalués dans la section 4.2, il est possible de calculer le rendement net ( $Y_n$ ), pour les trois températures étudiées, par l'équation (4.5), obtenue en remplaçant  $\mu_n$  par  $1/\theta_c$  dans l'équation (2.10):

$$Y_n = Y \frac{1}{1+k_d\theta_c} \quad (4.5)$$

La figure 4.2 présente les rendements nets ainsi calculés et les rendements nets observés. On peut aisément voir que le rendement net est maximisé lorsque

Tableau 4.14

Comparaison des coefficients biocinétiques obtenus

Référence	Cette étude			Lovett et al. 1984	Lovett et al. 1983	Heddle 1977	Jackson 1982	Sürücü 1975	Matsché et Andrews 1973		
Base de calcul	MeS, DCO			MVeS, DCO	MeS, DCO	MeS, DCO	MeS, DCO	MeS, DCO	MeS, DCO <sup>2</sup>		
Substrat	Effluent d'abattoir			Effluent d'abattoir	Concentré de viande soluble	Effluent d'abattoir	Effluent <sup>1</sup> industriel	Glucose	Glucose		
Température (°C)	45	52	58	22	19-23	22	53	58	45,5	52	56
Y (mg/mg)	0,35	0,30	0,32	0,34	0,41	0,42	0,60	0,34	0,43	0,41	0,42
k <sub>d</sub> (jr <sup>-1</sup> )	0,52	0,32	0,78	0,03	0,04	0,10	0,52	0,48	0,31	0,72	1,01
μ <sub>m</sub> (jr <sup>-1</sup> )	5,76	6,00	10,08	0,58	0,27	1,10	3,36	5,23	-	-	-
K <sub>S</sub> (mg/l)	46	30	992	362	150	150	890	740	-	-	-
θ <sub>c</sub> <sup>m</sup> (jr) <sup>3</sup>	0,19	0,18	0,11	1,82	4,3	1,0	0,35	0,21	-	-	-

<sup>1</sup> Usine de recyclage de carton ondulé

<sup>2</sup> Calculée à partir des concentrations en glucose

<sup>3</sup> θ<sub>c</sub><sup>m</sup> est le temps de séjour auquel se produit l'entraînement de la population bactérienne hors du bio-réacteur ("washout time").

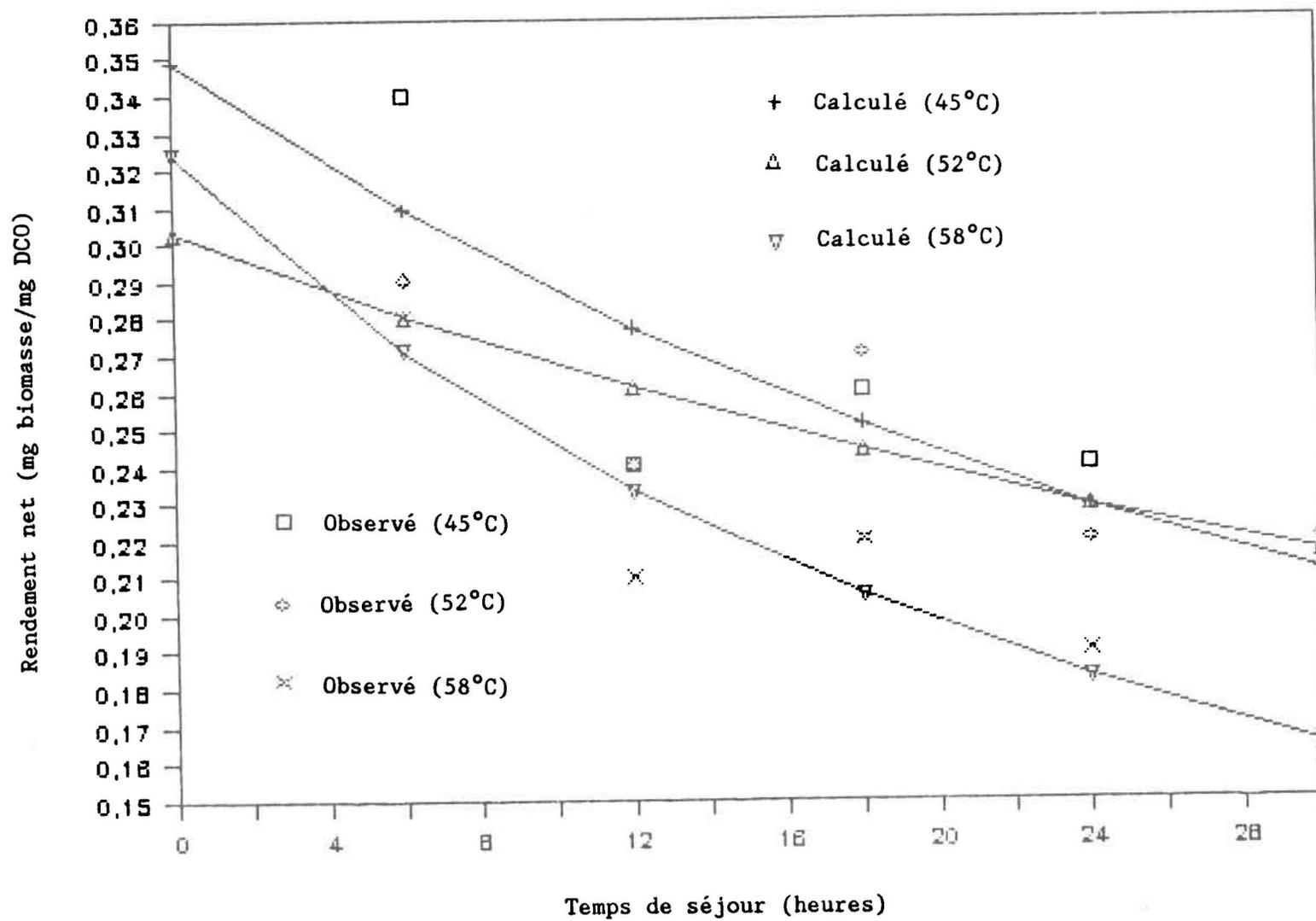


Figure 4.2 Rendement net observé et calculé

le temps de séjour tend vers zéro, comme le révèle aussi l'étude de l'équation (1.20): à un temps de séjour théorique nul,  $Y_n$  est égal à  $Y$ , et est alors maximal. Pour la gamme des temps de séjour étudiés, c'est-à-dire de 6 à 30 heures,  $Y_n$  tend à diminuer avec l'augmentation de la température, alors que cette tendance n'était pas observable pour le rendement réel. Cette diminution du rendement net avec l'augmentation de la température est due à l'influence de  $k_d$  qui est beaucoup plus grande à 58°C qu'à 52°C, alors que la diminution de  $k_d$  entre 45 et 52°C est contrebalancée par la réduction correspondante de  $Y$ .

Le coefficient de respiration endogène subit une variation importante avec la température. Au tableau 4.14, on remarque que  $k_d$  est environ 10 fois plus grand pour les températures thermophiles que pour les mésophiles, ce qui a pour conséquence de réduire le rendement net lorsque le procédé thermophile est employé plutôt que le procédé mésophile.

#### 4.5.2 Conversion globale

A l'aide des équations (2.20) et (2.22), il est possible d'exprimer la conversion globale par:

$$C = \frac{Y (1-S/S_0)}{1+k_d \theta_c} \quad (4.6)$$

Les conversions globales observées et calculées sont mises sous forme graphique à la figure 4.3.

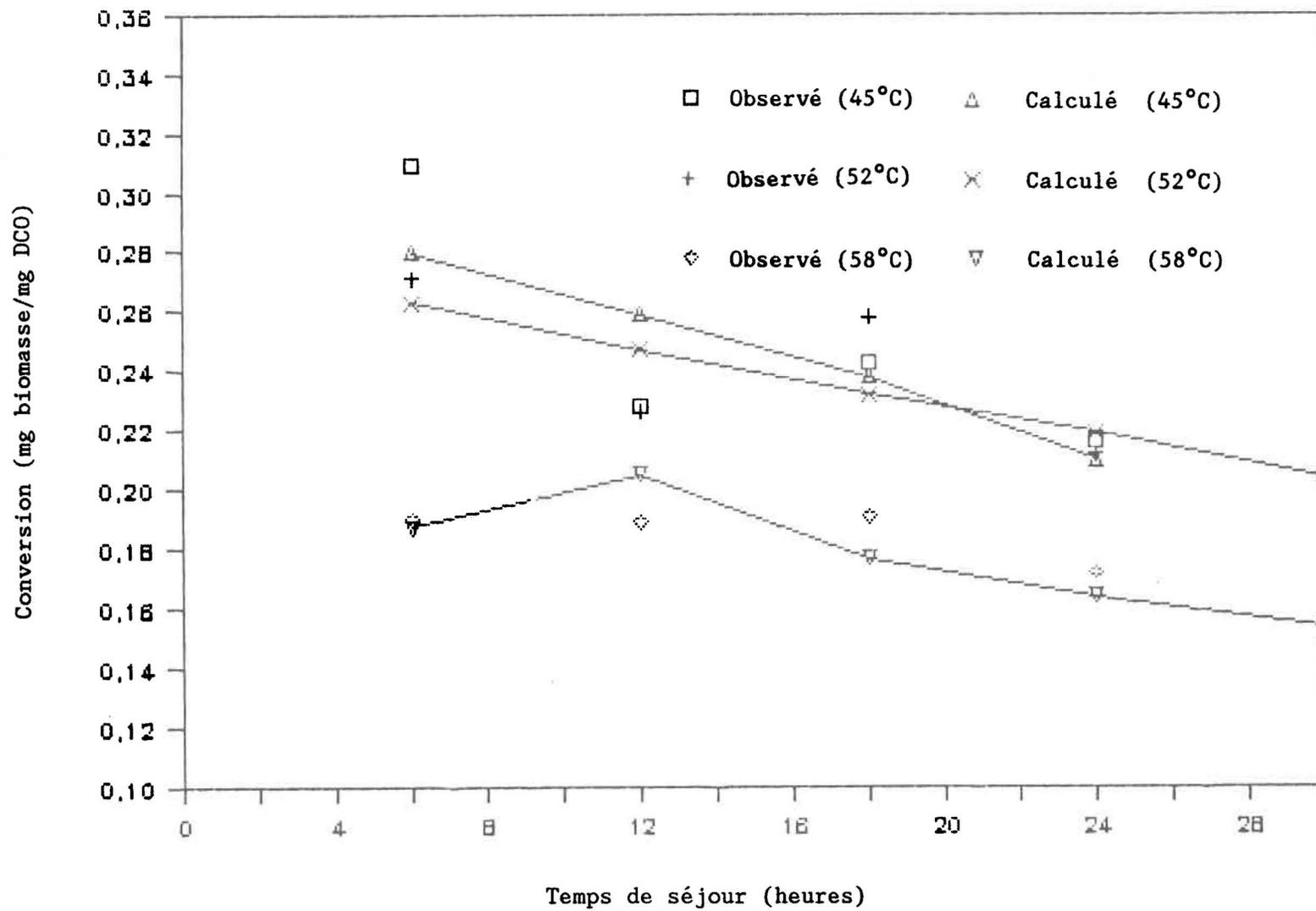


Figure 4.3 Conversion globale observée et calculée

Aux températures de 45 et 52°C, la conversion globale est maximale au temps de séjour le plus court, c'est-à-dire 6 heures. A la température de 58°C, la conversion globale passe par un maximum au temps de séjour de 12 heures. Ces valeurs de temps de séjour dictent les conditions d'opération pour une utilisation optimale du substrat.

La chute de la conversion globale au temps de séjour de 6 heures à 58°C est due à la haute concentration en substrat résiduel (S) dans l'effluent traité, elle-même dépendante de la constante de saturation  $K_s$ . L'équation (2.17) montre qu'un  $K_s$  élevé engendre une valeur de S élevée lorsque le terme exprimant la respiration endogène ( $1+k_d\theta_c$ ) prend de l'importance:

$$S = \frac{K_s (1+k_d\theta_c)}{\theta_c (Yq_m - k_d) - 1} \quad (2.17)$$

C'est ce qui se produit à 58°C pour de courts temps de séjour; à cette température,  $K_s$  est beaucoup plus élevé qu'à 45 et 52°C. Pour une utilisation optimale du substrat, un  $K_s$  de faible dimension sera donc recherché.

Sur le plan microbiologique, Parkes (1982) a défini la constante de saturation comme étant l'affinité de la population bactérienne pour son substrat, un  $K_s$  de faible valeur représentant une grande affinité. Les valeurs de  $K_s$  obtenues à 45 et 52°C lors des présents essais démontrent une grande affinité de la population bactérienne à ces températures pour l'effluent d'abattoir; à 58°C, le  $K_s$  très élevé indique que la population est mal adaptée. Cette augmentation drastique de  $K_s$  à 58°C peut aussi signifier qu'il y a eu un changement

important dans la répartition des espèces impliquées, comme le démontre le tableau 4.15 qui illustre l'incidence de la méthode d'enrichissement sur le taux maximal de croissance ( $\mu_m$ ) et la constante  $K_s$ . Les expressions "faible" et "élevé" employées pour le taux de dilution sont relatives: un taux de dilution considéré faible à une température de 45°C peut s'avérer élevé à 58°C. Par ailleurs, cette valeur élevée de  $K_s$  pourrait être causée par la détérioration de la qualité de l'effluent brut conservé dans la chambre froide; les essais à 58°C ayant été les derniers à être réalisés, la mauvaise qualité du substrat aurait pu être un obstacle pour les micro-organismes.

Le tableau 4.14 montre que la valeur de  $K_s$  qui est de 992 mg/l est du même ordre de grandeur que les constantes établies par Jackson (1982) et par Sürücü (1975). Par contre, les valeurs de  $K_s$  à 45 et 52°C sont très faibles, même en comparaison à celles mentionnées dans la littérature pour des effluents similaires traités par procédé mésophile. Ces faibles valeurs de  $K_s$  peuvent être en partie expliquées par la marge d'erreur qu'implique leur détermination. Néanmoins, même si elles étaient légèrement inférieures à la réalité, l'affinité de la population bactérienne pour le substrat à ces températures serait tout de même excellente.

#### 4.5.3 Productivité et concentration de la biomasse

La productivité observée du système est illustrée à la figure 4.4. Visiblement, la productivité maximale est réalisée au temps de séjour de 6 heures pour chaque température étudiée. Ce comportement de la productivité était prévisible d'après l'équation (2.23), qui peut être écrite:

Tableau 4.15

Incidence de la méthode d'enrichissement sur le taux maximal de croissance ( $\mu_m$ ) et la constante de saturation ( $K_s$ )

		Taux de dilution (D)	
		Faible	Elevé
Concentration du substrat (s)	Suffisante	$K_s$ faible (grande affinité) $\mu_m$ faible	$K_s$ fort (affinité pauvre) $\mu_m$ fort
	Limitée	$K_s$ fort $\mu_m$ faible	$K_s$ faible $\mu_m$ fort

Adapté de Linton et Drozd (1982)

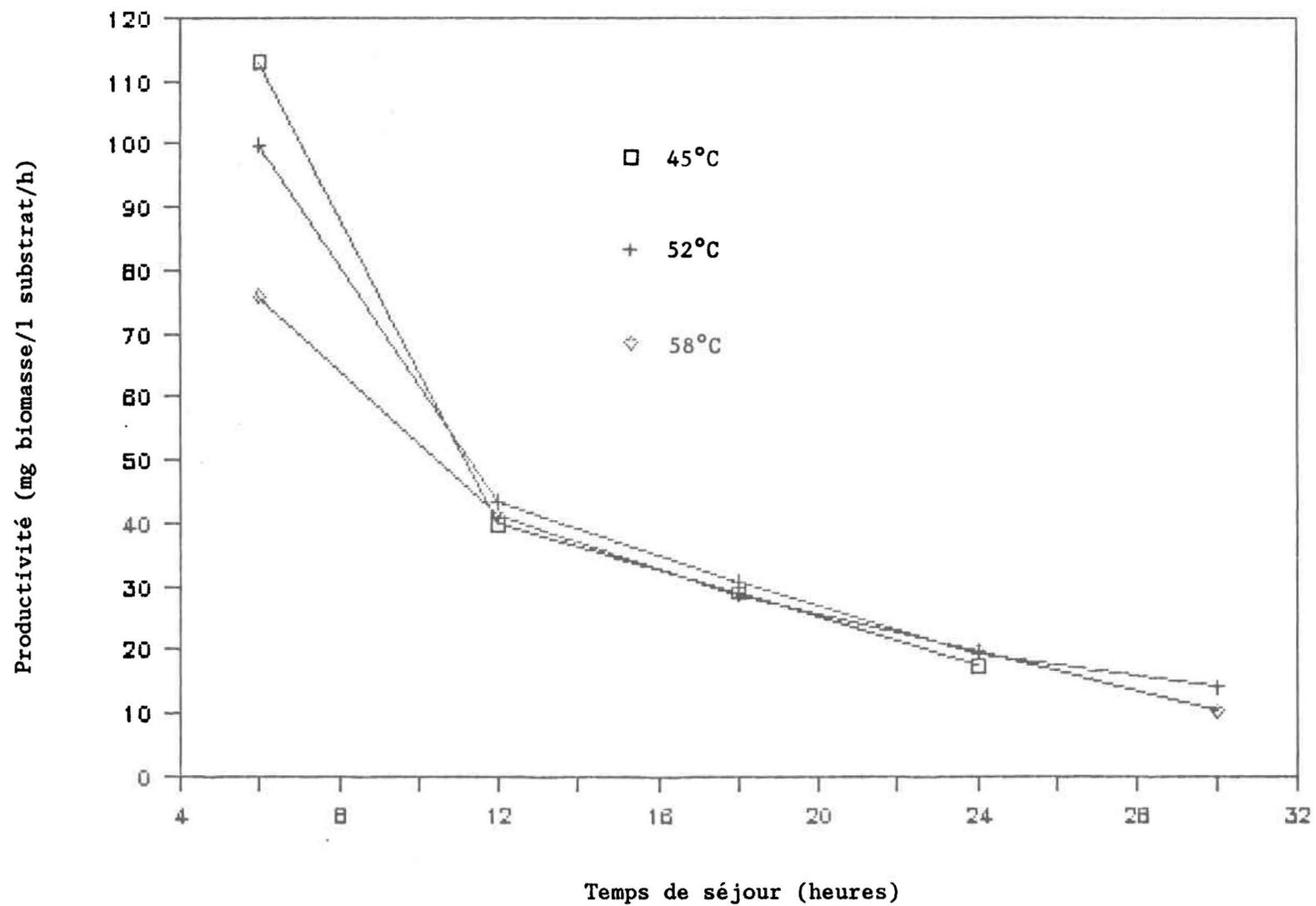


Figure 4.4 Productivité du système

$$P = DX = \frac{X}{\theta_c} \quad (4.7)$$

En effet, puisque la variation du temps de séjour ( $\theta_c$ ) est très importante par rapport à la concentration de biomasse ( $X$ ), c'est  $\theta_c$  qui devient déterminant dans la configuration de la courbe de productivité pour la gamme étudiée. La concentration  $X$  a toutefois contribué à l'augmentation de la productivité car, comme le montre le tableau 3.8, la concentration maximale de biomasse a été réalisée au temps de séjour de 6 heures aux températures de 45 et 52°C.

La productivité est de plus très influencée par le rendement net et par la quantité de substrat assimilé, comme le montrent les équations (2.10), (2.20), (2.23) et (4.6) qui peuvent être synthétisées par:

$$P = \frac{Y_n (S_0 - S)}{\theta_c} \quad (4.8)$$

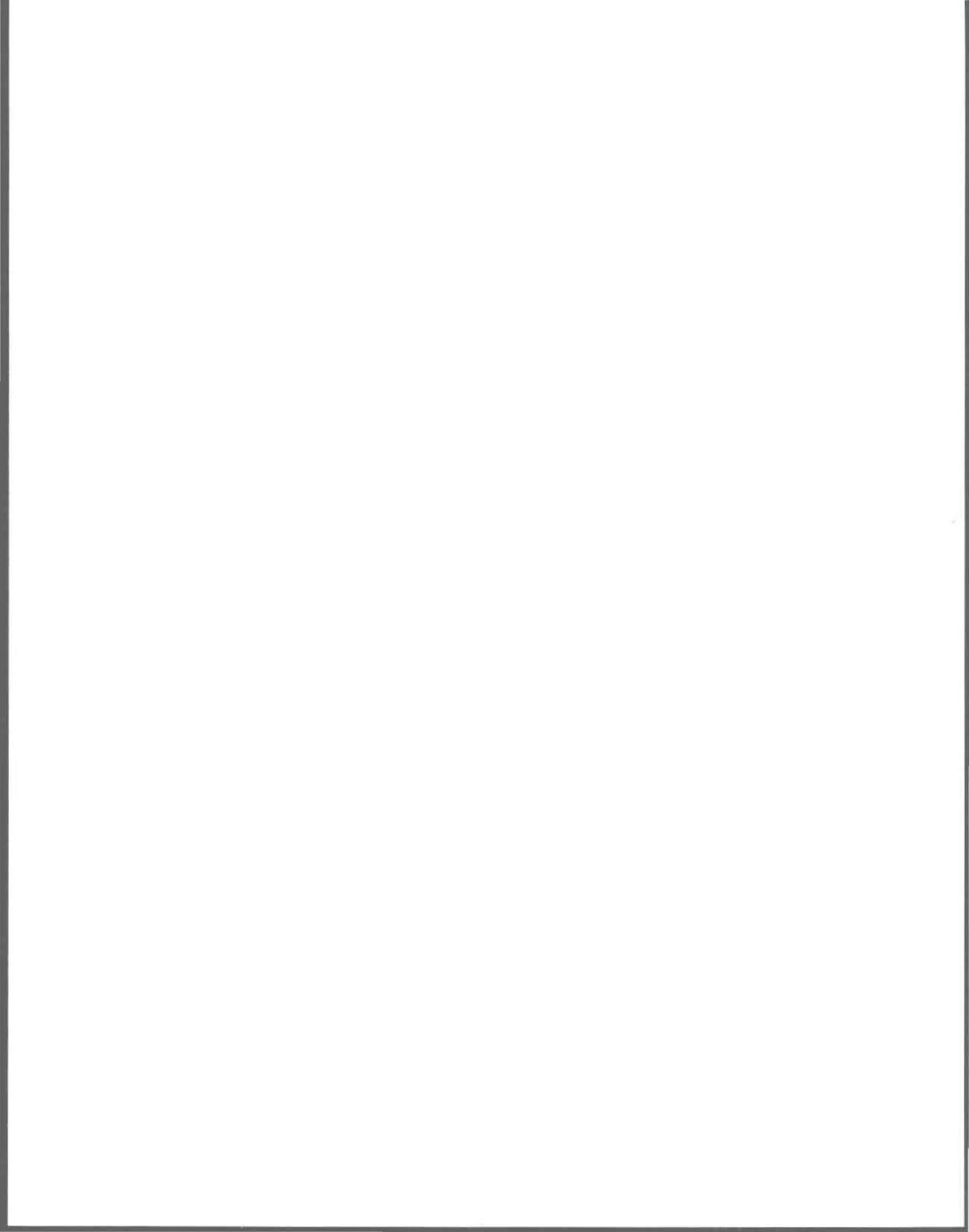
Cette forme permet d'expliquer la baisse de productivité avec l'augmentation de la température. La légère perte de productivité de 45 à 52°C est principalement due à la baisse dans le rendement, alors qu'à 58°C, c'est la quantité réduite de substrat assimilé qui en est la cause. Il est à noter que les productivités enregistrées, lesquelles sont de l'ordre de 100 mg/l/h à 45 et 52°C, ne peuvent être considérées comme élevées, mais peuvent être majorées en soumettant au procédé un effluent beaucoup plus concentré.

La productivité d'un système de production de P.O.U. passe généralement par un optimum avant de décroître avec la réduction du temps de séjour (Harrison,

1978). Ce comportement général suggère que la productivité maximale de la biomasse n'a pas été atteinte dans le présent cas. Levi et al. (1979) ont de plus mentionné que lorsque la concentration de substrat d'une culture continue est faible (ce qui résulte d'un  $K_s$  faible), le taux de dilution optimal pour la production de biomasse est environ égal au trois quarts de la valeur de  $\mu_m$ . Il est donc probable que la productivité maximale serait atteinte entre les temps de séjour de 5 et 6 heures pour les températures de 45 et 52°C.

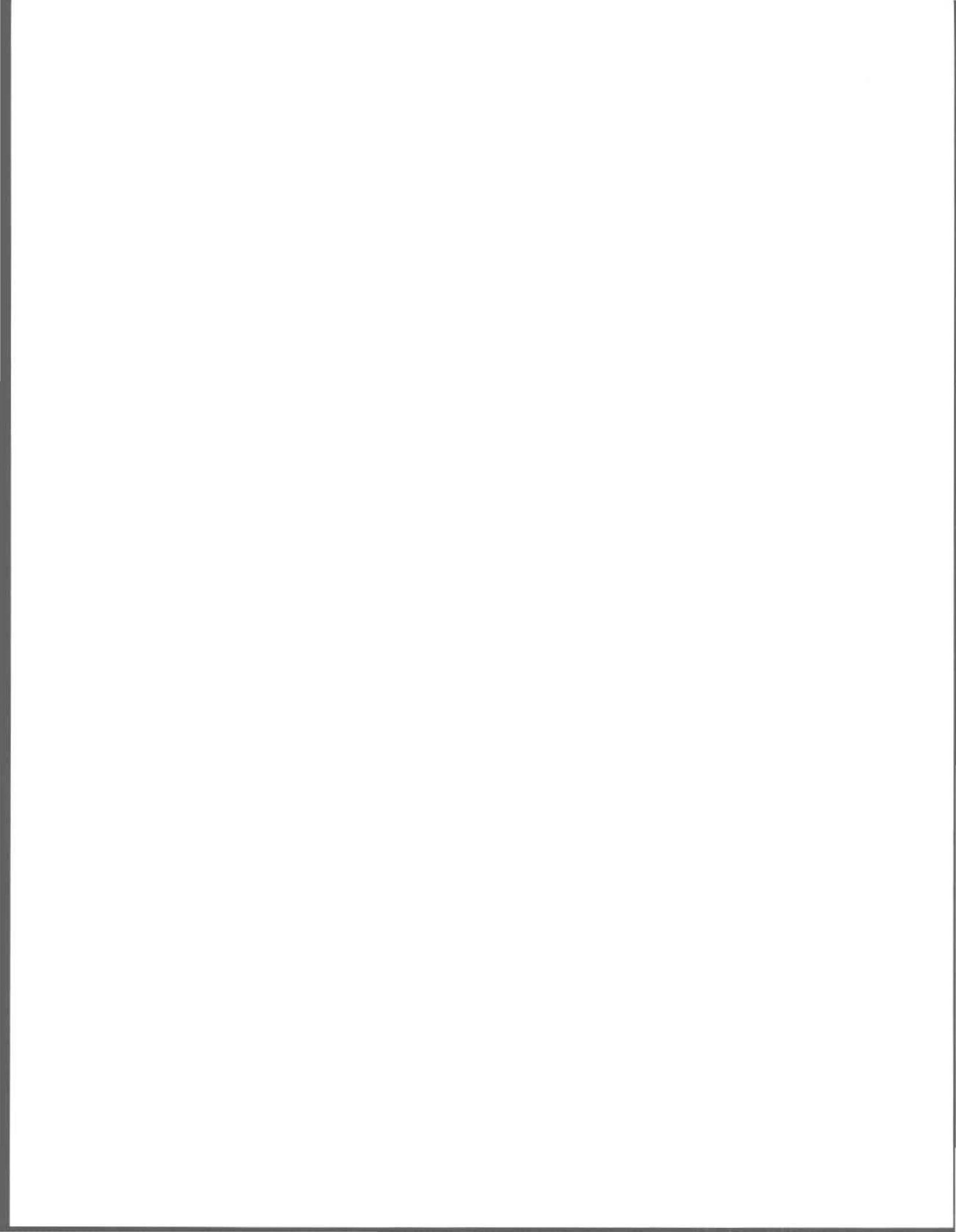
Au tableau 4.14, les taux de croissance maxima ( $\mu_m$ ) de cette étude sont confrontés à ceux obtenus pour des effluents similaires traités par procédé mésophile, et pour deux effluents différents traités par procédé thermophile. Les hauts  $\mu_m$  réalisés durant cette étude ainsi que ceux rapportés par Sürücü (1975) et Jackson (1982), démontrent clairement que la productivité maximale sera atteinte à des temps de séjour beaucoup plus courts pour un effluent traité par le procédé thermophile que par son équivalent mésophile, ce qui aura une incidence favorable sur les dimensions du bio-réacteur industriel requis.

Le temps de séjour auquel se produit l'entraînement de la population bactérienne hors du bio-réacteur ("washout time"),  $\theta_c^m$ , est inférieur dans le cas des systèmes thermophiles, ce qui confirme ce dernier point.



**CHAPITRE 5**

**DISCUSSION**



## 5. DISCUSSION

### 5.1 CONSIDÉRATIONS TECHNIQUES EN PRÉVISION DE LA MISE-À-L'ÉCHELLE DU PROCÉDÉ POUR LE TRAITEMENT D'UN EFFLUENT D'ABATTOIR DE PORCS

Un grand nombre de facteurs techniques affectent l'économie d'un procédé de production de protéines d'organismes unicellulaires; le tableau 5.1 en dresse une liste succincte. Les besoins de refroidissement rencontrés dans les procédés mésophiles sont rarement une source de difficultés dans le cas d'un système thermophile; au contraire, il est nécessaire de s'assurer que les conditions de culture seront adéquates pour permettre au milieu de se maintenir dans la gamme des températures thermophiles. Ce point important sera discuté, suivi d'une étude des exigences en oxygène du procédé thermophile et du problème de la récupération de la biomasse protéique. Ces facteurs constituent fréquemment les contraintes majeures dans la mise-à-l'échelle des procédés de production de P.O.U.

#### 5.1.1 Autosuffisance en chaleur du système thermophile

L'oxydation biologique aérobie de composés organiques entraîne une production d'énergie, dont une partie est utilisée pour la croissance et la maintenance des cellules microbiennes. La conversion de la matière organique en nouvelles cellules n'est pas pleinement efficace; une part de l'énergie totale est perdue dans l'environnement et contribue ainsi à en élever la température (Wang et al., 1979).

**Tableau 5.1**

Facteurs techniques affectant les coûts d'un procédé de production de P.O.U.

1. Caractéristiques de la culture (taux de croissance, stabilité, rendement, qualité protéique, stérilité).
2. Besoins en nutriments et additifs chimiques.
3. Conditions du procédé (pH, température, aération, agitation, recyclage de substrat, mode d'alimentation).
4. Récupération du produit.
5. Besoins en eau, traitement et disposition des eaux de procédé.
6. Besoins en énergie: électricité, vapeur, besoins pour le refroidissement.

Litchfield (1983)

La production de chaleur a été reliée par stoechiométrie à la croissance cellulaire et à la consommation d'oxygène par des constantes de 3 kcal/g masse cellulaire et 4 kcal/g oxygène (Forage et Righelato, 1979); ces rendements varient cependant avec le genre de substrat, le taux de croissance, et certaines conditions telles le pH et la température. La chaleur totale produite par gramme de carbone oxydé varie généralement entre 8 et 12 kcal/g C, alors qu'environ 1,6 kcal est nécessaire à la formation de 1 g de nouvelles cellules (Pöpel et Ohnmacht, 1972). Puisque la DCO est proportionnelle à l'état d'oxydation de la matière organique, Jewell et Kabrick (1980) ont exprimé l'énergie produite par une constante égale à 3,5 kcal/g DCO, les valeurs extrêmes pour la majorité des produits organiques étant de 3 et 4 kcal/g DCO éliminé.

L'économie des procédés aérobies thermophiles exigent que la déperdition de chaleur soit réduite au minimum afin que le milieu de croissance se maintienne par la seule thermogénèse, sans apport extérieur d'énergie, dans la gamme des températures thermophiles. Pour ce faire, certaines conditions doivent être remplies (Jewell et Kabrick, 1980):

- Le substrat doit contenir suffisamment de substances organiques biodégradables pour produire une chaleur de 25 à 35 kcal/l, dépendamment de la température initiale du milieu.
- Le réacteur doit être isolé thermiquement pour conserver la chaleur de la réaction.
- L'efficacité de transfert de l'oxygène doit être supérieure à 10% afin de limiter les pertes de chaleur par la sortie d'aération.

Wolinski et Bruce (1984) et Coulthard et al. (1980) ont insisté sur la fonction isolante de la mousse formée à la surface du liquide qui limite les pertes de chaleur par conduction. La mousse issue de l'aération de l'effluent d'abattoir de porcs pourrait donc devenir un élément important de la faisabilité du procédé lors de la mise-à-l'échelle. Toutefois, l'épaisseur de la couche de mousse doit être contrôlée afin d'éviter que celle-ci ne prenne de l'expansion et ne réduise le volume efficace du bio-réacteur.

La prédiction exacte de la température pour un système spécifique doit être basée sur un bilan de masse et d'énergie autour du réacteur. De tels bilans sont décrits en détail par Vismara (1985), Sürücü et al. (1976) et Kambhu et Andrews (1969). Jewell et Kabrick (1980) présentent toutefois une équation simplifiée qui peut être utilisée pour estimer la capacité d'autosuffisance en chaleur du système. Dans le cas d'un bio-réacteur adéquatement isolé et équipé d'un système de récupération de la chaleur, l'élévation prédite de température est donnée par:

$$\Delta T = 3,0 \times \Delta DCO \quad (5.1)$$

où:  $\Delta T$  est l'élévation de la température en °C;

$\Delta DCO$  est la réduction de la DCO en g/l.

D'après cette équation, une concentration initiale de l'ordre de 10 000 mg/l réduite de 90% serait nécessaire pour porter l'effluent d'abattoir d'une

température moyenne de 20°C à plus de 45°C. L'effluent tamisé et dégraissé de la présente étude avait une concentration en DCO voisine de 3 000 mg/l, alors qu'un effluent brut présente une concentration d'environ 4 000 mg/l (Sachon, 1986). L'effluent d'abattoir de porcs, tel qu'il se présente, est donc trop dilué pour permettre l'autosuffisance énergétique du procédé. Néanmoins, certaines modifications relativement simples et peu coûteuses en conformité aux principes de gestion intégrée devraient favoriser à la fois un accroissement de la concentration en DCO et de la température.

À l'heure actuelle, l'eau des abattoirs est gérée de manière à diluer les polluants avant rejet à l'égoût municipal dans le but de minimiser les frais et problèmes liés au traitement conjoint avec les eaux usées domestiques (voir section 1.2.3.1). Ainsi, les égoûts pluviaux et sanitaires de l'établissement sont fréquemment reliés à la conduite des eaux usées du processus d'abattage; de simples corrections à la tuyauterie seraient nécessaires à ce niveau. En outre, Stanley Ass. et Dearborn Env. (1981) ont démontré qu'une quantité excessive d'eau était utilisée pour les opérations de lavage dans les abattoirs. Aussi ont-ils recommandé une série de modifications, lesquelles ont eu pour effet une diminution substantielle des débits d'eaux usées.

Les caractéristiques des eaux résiduelles, fort différentes selon les étapes de la chaîne d'abattage (Sachon, 1986), suggèrent de plus la possibilité d'une collecte sélective à l'intérieur même de l'abattoir de façon à assembler les eaux usées les plus concentrées en prévision du traitement, alors que les eaux faiblement chargées seraient rejetées directement à l'égoût. Une autre solution, proposée par Kambhu et Andrews (1969), consisterait à ajouter à l'effluent une certaine quantité de déchets broyés. Dans le contexte d'un

abattoir; certains résidus (par exemple, contenus stomacaux) pourraient être broyés et incorporés à l'effluent et voir leur valeur augmentée, améliorant ainsi la rentabilité du système par une productivité accrue, et rendant économiquement viable le traitement par procédé thermophile.

### 5.1.2 Exigence en oxygène du procédé

Le transfert de masse de l'oxygène est très souvent le processus qui limite la productivité d'un système de production de P.O.U. (Litchfield, 1985; Forage et Righelato, 1979). En procédé thermophile, où les taux d'assimilation du substrat sont élevés, la demande en oxygène risque d'être particulièrement importante; c'est la raison pour laquelle il est primordial de bien définir les exigences en oxygène afin de maintenir à tout moment dans le bio-réacteur une concentration suffisante à la croissance cellulaire. D'autre part, l'énergie nécessaire à l'aération et à l'agitation du milieu de culture représente une proportion considérable des coûts d'opération du procédé (Hamer, 1979; Litchfield, 1977); le problème du choix d'un bio-réacteur approprié au procédé de traitement thermophile sera donc aussi traité.

#### 5.1.2.1 Aspects théoriques du transfert de l'oxygène aux températures thermophiles

Le taux de transfert de l'oxygène à travers un film liquide (interface air-eau) peut être exprimé par l'équation de diffusion de Fick (Bird et al., 1960):

$$\frac{\partial M}{\partial t} = -D_f A \frac{\partial C_{O_2}}{\partial x_f} \quad (5.2)$$

où:  $\frac{\partial M}{\partial t}$  est le taux de transfert de l'oxygène;

$D_f$  est le coefficient de diffusion;

A est la surface d'échange entre les phases;

$\frac{dC_{O_2}}{dx_f}$  est le gradient de concentration de l'oxygène.

En considérant que la chute de concentration en oxygène à travers le film est approximativement linéaire, l'équation (5.2) est réécrite:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{D_f (C_s - C_a)}{x_f} \quad (5.3)$$

où:  $C_s$  est la concentration en oxygène à saturation;

$C_a$  est la concentration en oxygène actuelle dans le liquide.

Il est donc visible que, pour une surface d'échange A et une épaisseur de film  $x_f$  fixées, le taux de transfert de l'oxygène est proportionnel au coefficient de diffusivité  $D_f$  et à la différence de concentration existant entre la saturation et la concentration actuelle dans le liquide ( $C_s - C_a$ ).

Or, le coefficient de diffusivité et la valeur de la concentration en oxygène à saturation sont tous deux fonctions de la température du milieu; il est donc possible de déterminer l'influence de la température sur le taux de transfert de l'oxygène. En fait, lors du passage de conditions mésophiles à

thermophiles, le transfert de l'oxygène tend à augmenter avec la température dû à un accroissement plus important de la diffusivité en opposition à la baisse de la concentration de l'oxygène à saturation (Sürücü et al., 1975). À titre d'exemple, les valeurs de la concentration en oxygène à saturation et de diffusivité sont respectivement de 8,3 mg/l et  $2,5 \times 10^{-5}$  cm<sup>2</sup>/s à 25°C, et de 4,6 mg/l et  $6,1 \times 10^{-5}$  cm<sup>2</sup>/s à 60°C, ce qui représente une augmentation du taux de transfert de l'ordre de 35%.

Ce comportement du taux de transfert de masse de l'oxygène est d'une grande importance, puisqu'il signifie que le transfert d'une quantité donnée d'oxygène dans les températures thermophiles nécessitera moins d'énergie qu'en températures mésophiles.

#### 5.1.2.2 Évaluation des besoins en oxygène du procédé pour un effluent d'abattoir hautement chargé

Le taux d'assimilation de l'oxygène est défini par (Couillard, 1986a; Ramalho, 1983):

$$\text{OUR} = a \frac{(S_o - S)}{\theta_c} + b X \quad (5.4)$$

où: OUR est le taux d'assimilation de l'oxygène;

a est le coefficient d'utilisation de l'oxygène pour l'oxydation du substrat;

b est le coefficient d'utilisation de l'oxygène pour la respiration endogène.

Le tableau 5.2 présente des valeurs des coefficients "a" et "b" rapportés dans la littérature pour des procédés thermophiles et les extrêmes pour les températures mésophiles. Les coefficients "a" obtenus par Sürücü (1975) et par Jackson (1982) sont comparables à ceux rencontrés pour les systèmes mésophiles; les coefficients "b" sont toutefois nettement plus élevés, ce qui traduit une respiration endogène plus importante pour les systèmes thermophiles.

De l'analyse des résultats présentés au chapitre 4, on peut déduire qu'un temps de séjour de 6 heures serait approprié pour réaliser une productivité optimale de protéines et une qualité de traitement acceptable de l'effluent d'abattoir. En posant l'hypothèse d'une concentration en DCO initiale de 10 000 mg/l traitée à une température variant entre 45 et 52°C pour une réduction finale de la DCO de 90%, l'équation (2.20) donne une concentration en biomasse dans le bio-réacteur de l'ordre de 2 500 à 2 800 mg/l. En utilisant les coefficients d'utilisation de l'oxygène obtenus par Sürücü (1975), l'équation (5.4) permet d'estimer un taux d'utilisation de l'oxygène d'environ 20 kg O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> - jr à ces deux températures. À titre de comparaison, le traitement d'un effluent domestique par un procédé de boues activées exige 1 kg O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> - jr (Ramalho, 1983).

#### 5.1.2.3 Choix d'un bio-réacteur

Outre la nécessité d'assurer un contrôle adéquat de la chaleur, la conception d'un bio-réacteur doit répondre à trois exigences principales (Bull et al., 1982; Sittig, 1982): de bonnes conditions de mélange, un transfert suffisant de l'oxygène et une faible consommation d'énergie.

**Tableau 5.2**

Valeurs de coefficients d'utilisation de l'oxygène  
rapportés dans la littérature

Source	Sîrîciî (1975)	Jackson (1982)	
Température	58	53	Mésophile
a (kg O <sub>2</sub> / kg DCO)	0,54	0,52	0,31 - 0,77
b (kg O <sub>2</sub> / kg biom.-jr)	0,31	0,30	0,07 - 0,26

Pour le traitement d'un effluent hautement chargé comme un effluent d'abattoir, les systèmes d'aération habituellement utilisés en traitement des eaux usées sont inadéquats. En effet, les diffuseurs à bulles et les aérateurs de surface sont recommandés pour des taux d'utilisation de l'oxygène variant entre 1,0 et 1,4 mg O<sub>2</sub>/l-min (Ramalho, 1983), alors que le traitement thermophile d'un d'abattoir exigerait plus de 14 mg O<sub>2</sub>/l-min. De plus, les aérateurs de surface deviennent inefficaces dès que se forme une couche de mousse à la surface du liquide (Pilon, 1984).

Deux approches ont été considérées pour améliorer les conditions d'aération et d'agitation des bio-réacteurs. La première approche fait appel à des moyens mécaniques à consommation énergétique élevée. C'est le type conventionnel de réacteur à réservoir parfaitement agité (CSTR) illustré à la figure 5.1a, lequel assure un bon transfert gaz-liquide et de bonnes caractéristiques de mélange (Smith, 1981). Ce genre de bio-réacteur a le désavantage d'être coûteux à l'achat et d'exiger des frais d'opération élevés. Sa complexité mécanique et certaines limites d'utilisation reliées au facteur dimension limitent son usage à la fabrication de produits dont la valeur est élevée par rapport au coût de l'équipement (Hatch, 1975).

Dans la seconde approche de conception de bio-réacteurs, la distribution de l'air est réalisée avec un apport d'énergie limité. La masse de liquide subit un déplacement forcé et contrôlé par mode de recyclage interne pneumatique ("air-lift") ou parfois par bouclage externe par pompage. Dans ce type de réacteur, illustré à la figure 5.1b, un gradient de pression hydrostatique élevé rend possible un bon mélange sans l'intervention d'agitateurs mécaniques, et la pression hydrostatique élevée accroît la solubilité de l'oxygène et favorise ainsi le transfert de masse de l'oxygène (Moo Young, 1975a). Ce bio-réacteur est recommandé lorsque la nature du procédé requiert une puissance

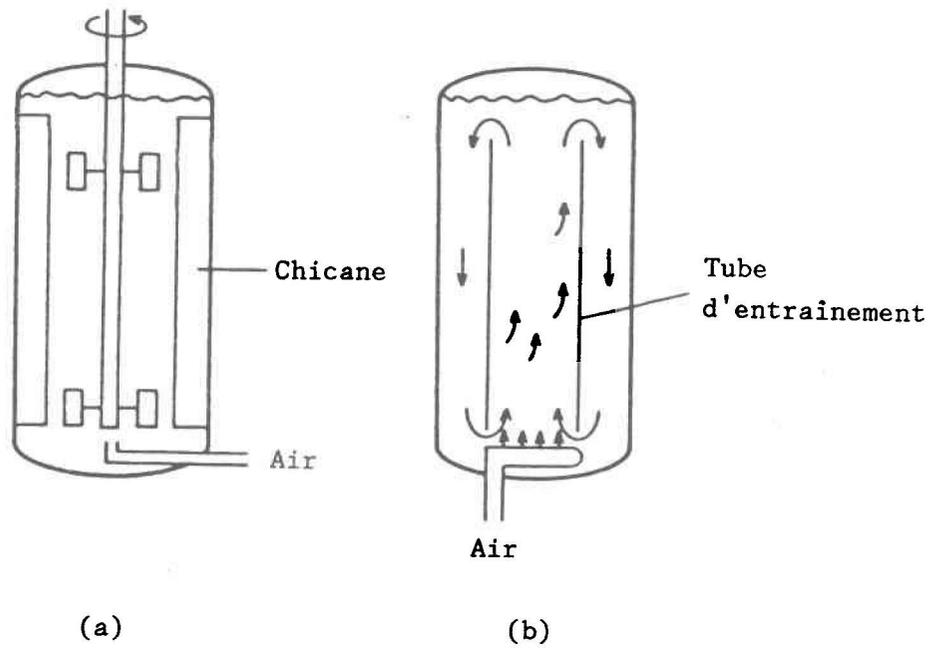


Figure 5.1 Réacteur agité mécaniquement (a); réacteur à recyclage interne pneumatique (b)

minimale de fonctionnement; tel est le cas de la production de protéines d'organismes unicellulaires où le produit est de faible valeur économique et le large volume rendrait difficile et coûteux l'emploi d'un réacteur agité mécaniquement. Tran et Gannon (1981a) rapportent, pour le bio-réacteur à recyclage interne pneumatique, des efficacités d'oxygénation de 3,6 à 5,5 kg O<sub>2</sub>/kW-h, en comparaison à 1,7 à 3,0 kg O<sub>2</sub>/kW-h pour les systèmes d'aération conventionnels. Incidemment, les réacteurs à recyclage interne pneumatique ont été popularisés lorsque la firme ICI a développé le réacteur appelé "pressure-cycle fermentor" pour la production de P.O.U. (Senior, 1986). Ce bio-réacteur a ensuite vu son application s'étendre au domaine du traitement des eaux usées sous la forme d'un puits profond duquel il a tiré son nom (Tran et Gannon, 1981b): le réacteur à puits profond ("deep shaft reactor"). Depuis, diverses formes de réacteurs à recyclage interne ont été proposés.

La solution envisagée pour l'aération et l'agitation d'un effluent traité par procédé thermophile aérobie est donc l'emploi d'un bio-réacteur de type "air-lift", qui allie efficacité et économie, tout en présentant l'avantage d'une technologie de faible niveau (Moo-Young et al., 1979). De manière à ce que les rendements en protéines soient optimaux, le réacteur serait opéré sans recyclage des solides et ne serait pas muni de surfaces fixes.

### 5.1.3 Récupération de la biomasse

La justification économique d'un procédé de production de P.O.U. dépend en grande partie des coûts associés à la récolte de la biomasse protéique du milieu de culture (Revuz, 1983; Bull et al., 1982; Mateles, 1975). Tomlinson (1976b) a mentionné que les coûts de la phase de séparation et de séchage du

produit pouvaient compter pour 30 à 50% du coût total d'un système de production de POU. La mauvaise décantabilité observée lors du traitement thermophile de l'effluent d'abattoir de porcs justifie une investigation des méthodes de séparation solide-liquide pouvant permettre une récolte économique de la biomasse bactérienne.

#### 5.1.3.1 Caractéristiques de décantabilité des effluents traités par procédé thermophile

Les cellules bactériennes devant être récoltées suite au traitement thermophile de l'effluent d'abattoir sont de très petite dimension. La longueur moyenne de l'espèce bactérienne dominante cultivée lors des présents essais à la température de 58°C était de 1,5 à 2,5 µm, ce qui situe ces particules parmi les supra-colloïdes dont la dimension varie entre 1 et 100 µm; ces particules ne se déposent pas dans des eaux en mouvement (Green et Kramer, 1979).

Le rapport élevé surface masse des colloïdes engendrent des phénomènes de surface importants qui stabilisent les particules dans leur milieu. Ces propriétés de surface prolongent le temps nécessaire à la décantation des bactéries à près de 55 heures (Couillard, 1986b). D'après Degremont (1979), le traitement des eaux usées des industries agro-alimentaires produisent des boues contenant une grande proportion de colloïdes hydrophiles qui rendent particulièrement difficile leur déshydratation.

Néanmoins, certains chercheurs ont rencontré peu de problèmes lors d'essais de décantation des boues provenant d'un procédé thermophile par boues activées

thermophiles en traitant des effluents domestiques (Shindala et Parker, 1970; Gehm, 1956). Jackson (1982) a observé qu'un clarificateur permettait une bonne séparation des boues provenant du traitement aérobie thermophile d'un effluent industriel, bien que des colloïdes manifestent leur présence par l'aspect trouble de l'effluent clarifié. Matsch et Drnevich (1977) ont obtenu de bonnes caractéristiques de déshydratation de boues digérées par procédé thermophile, alors que Jewell et Kabrick (1980) ont observé une détérioration de ces caractéristiques à de très courts temps de séjour pour un procédé identique.

Les qualités de décantabilité ou de déshumidification d'effluents et de boues traitées par procédé thermophile sont donc très variables; chaque cas devrait donc idéalement être étudié de façon particulière afin de bien établir les caractéristiques de l'effluent et effectuer le meilleur choix parmi les techniques de séparation disponibles.

#### 5.1.3.2 Investigation des techniques usuelles de récupération et de séchage des biomasses

La phase de récupération de la biomasse protéique vise deux objectifs (Grabner, 1986): la clarification de l'effluent préalablement à son rejet, et la concentration des solides en prévision de la commercialisation de la protéine. Une teneur en matières sèches de l'ordre de 20 à 30% en poids par unité de volume et plus est généralement recherchée pour la biomasse extraite sous forme de boues (Bull et al., 1982), alors que la teneur en eau de la biomasse après le séchage varie entre 5 et 8% selon une base humide (Revuz, 1983; Moo-Young et al., 1979).

L'étape de séchage peut consommer plus de la moitié de l'énergie requise pour le fonctionnement d'un procédé de production de P.O.U. (Sittig, 1983). Conséquemment, on essaie d'enlever la plus grande quantité d'eau possible durant la séparation mécanique pour ainsi diminuer le coût total du procédé.

La séparation de la biomasse repose sur des techniques relativement bien définies comme la centrifugation, la filtration ou la floculation. L'évaporation est rarement utilisée à cause de son coût prohibitif (Labuza, 1975). L'usage de séparateurs centrifuges pour concentrer des bactéries a souvent été remis en question à cause du coût élevé de l'équipement (Rose, 1979; Moo-Young, 1975a; Wang, 1968). Les séparateurs centrifuges constituent néanmoins un atout important car leur fonctionnement est automatique, ils sont fiables, et leur consommation énergétique se limite à la gamme de 12 à 15% de la consommation totale (Revuz, 1983). Une alternative à la centrifugation est l'emploi du filtre-presse, équipement déjà très répandu dans le secteur du traitement des boues d'usine d'épuration. Diverses variantes du filtre-presse ont été mises à l'essai pour concentrer avec un certain succès les solides résultant de divers procédés (Monteith et al., 1982; Cooper et Denmead, 1979; Moo-Young et al., 1979; Matsch et Drnevich, 1977; Hopwood et Rosen, 1972).

Afin de rendre efficace la centrifugation et la filtration, celles-ci doivent être précédées d'une étape de pré-concentration par sédimentation ou flottation, habituellement aidée par une technique quelconque de floculation (Schlingmann et al., 1984; Litchfield, 1985; Solomons, 1983; Wiesmann et Binder, 1982). La flottation est toutefois à proscrire pour un effluent chaud tel celui issu du procédé thermophile car la solubilité limitée de l'oxygène la rendrait inefficace (Dearborn Env., 1979). Le choix d'une technique de pré-concentration se dirigerait donc vers la sédimentation.

La floculation et la coagulation peuvent s'effectuer selon diverses méthodes (Beszedits et Netzer, 1982): ajustement de pH, électro-coagulation, coagulation à la vapeur, utilisation d'agents chimiques floculants. Lorsqu'un agent floculant est employé, celui-ci doit cependant être compatible avec l'alimentation animale puisqu'il sera associé au produit final (Hamer, 1979). Les sels de métaux sont donc à éviter, car ils contamineraient la biomasse de métaux lourds (Cooper et Denmead, 1979). Le tableau 5.3 présente une liste de divers agents floculants utilisables dans l'alimentation animale. Dans certains cas, une quantité même minime de floculant (5 à 20 mg/l) peut conduire à des résultats très satisfaisants (Canviro Cons., 1983; Jackson, 1982; Kargi et Shuler, 1980). De plus, certains produits, notamment les chitosan, chitine et LSA, peuvent améliorer la valeur nutritive de la biomasse (Green et Kramer, 1979).

Le séchage de la biomasse concentrée peut être réalisée par pulvérisation ("spray drying") ou dans un séchoir à tambour rotatif ("drum-drying") (Revuz, 1983; Dearborn Env., 1979). Le séchage par pulvérisation est plus populaire en Europe alors que le séchoir à tambour rotatif est conventionnellement utilisé aux États-Unis et au Canada (Tannenbaum, 1968); le choix est cependant aussi lié à l'échelle du procédé, le séchage par pulvérisation convenant mieux à de très grands débits (Hamer, 1979). En outre, la biomasse protéique pourrait être utilisée dans l'alimentation animale sous la forme d'une boue visqueuse ayant un contenu en solides de 15 à 20%; une part importante des coûts de concentration et de séchage serait alors évitée. Ce genre d'alimentation conviendrait particulièrement bien à un système de production intégrée de P.O.U. - élevage porcin (Meyrath et Bayer, 1979; Mateles, 1975).

Tableau 5.3

Agents flocculants compatibles avec l'alimentation animale

Agent flocculant	Référence
Phosphate de calcium ( $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ )	Hopwood, 1980
Acide phosphorique ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ )	Hamer, 1979
Chitine et chitosan	Green et Kramer, 1979
Acide ligno-sulphonique (LSA)	Hopwood et Rosen, 1972
Décapol A33 (polyélectrolyte)	Cooper <u>et al.</u> , 1982
Percol 757 (polyacrylamide)	Canviro Cons., 1983
Hydroxyde de calcium ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ )	Kargi et Shuler, 1980
Chlorure de calcium ( $\text{CaCl}_2$ )	Kargi et Shuler, 1980
Percol 728 (polyélectrolyte)	Kargi et Shuler, 1980

#### 5.1.4 Esquisse du procédé complet

Le procédé complet, illustré à la figure 5.2, est essentiellement composé du bio-réacteur à recyclage interne pneumatique et du système de récupération de la biomasse. Le bio-réacteur pourrait être fabriqué en fibre de verre, matériau économique offrant de meilleures caractéristiques d'isolation thermique que l'acier, ou en béton. Un échangeur de chaleur permet de récupérer l'énergie thermique de l'effluent traité sortant du bio-réacteur et de réchauffer l'effluent brut.

De manière à simplifier le contrôle du procédé appliqué à un abattoir, Scott et Squires (1984) suggèrent que l'effluent brut soit d'abord accumulé dans un réservoir d'égalisation d'une capacité équivalente à une journée de rétention. Ce bassin permettrait de régulariser le débit, la température, et les diverses caractéristiques chimiques de l'effluent brut.

L'effluent résiduel issu du décanteur centrifuge ou du filtre à bandes presseuses est recyclé dans le bassin de sédimentation afin de réduire la charge polluante de l'effluent traité et d'économiser la quantité d'agent flocculant employé (Litchfield, 1985; Hopwood, 1980). Le surnageant du bassin de sédimentation est rejeté à l'égoût municipal ou au cours d'eau. Le produit protéique, séché par tambour rotatif est ensaché ou entreposé dans un silo.

Si nécessaire, un système d'élimination de l'ammoniac à entraînement par air peut compléter le procédé. L'ammoniac pourrait éventuellement être récupéré dans un bain d'acide sulfurique par formation de sels d'ammonium (Beudet et al., 1985).

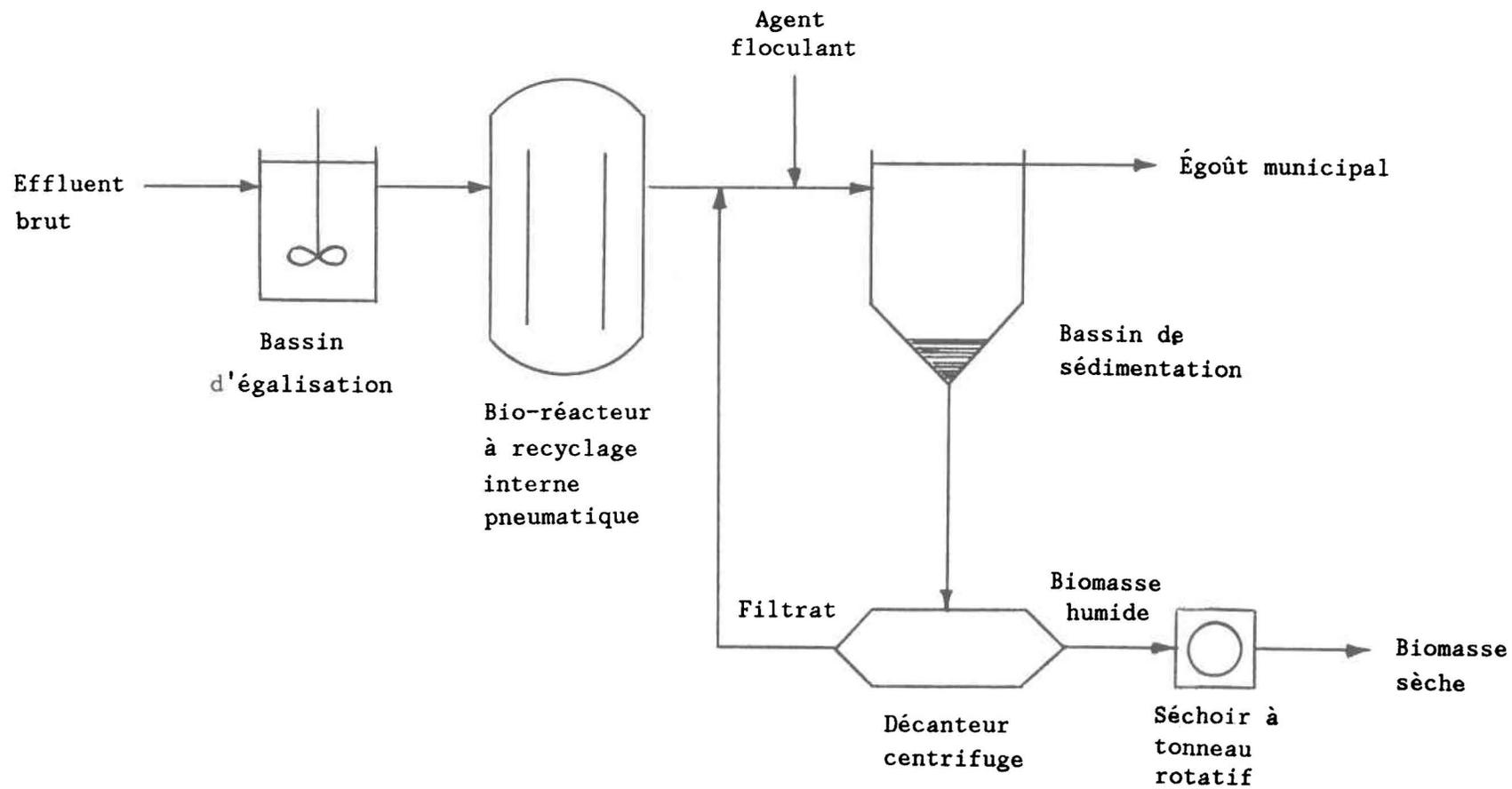


Figure 5.2 Représentation schématique du procédé

## 5.2 CONSIDÉRATIONS DIVERSES EN PRÉVISION DE LA MISE-EN-MARCHÉ DU PRODUIT PROTÉIQUE

La biomasse protéique, quant à la qualité nutritive et la sécurité d'utilisation, doit être soumise à certaines réglementations avant d'être finalement incorporée à l'alimentation animale. Sa sécurité doit d'abord être démontrée et son utilisation acceptée par la société et les autorités gouvernementales. Une fois son usage approuvé, le produit devra se révéler compétitif sur le marché.

### 5.2.1 Sécurité du produit

Les premiers développements de l'industrie des protéines d'organismes unicellulaires destinaient prioritairement la production à l'alimentation humaine (Scrimshaw, 1975). On s'est toutefois rapidement aperçu que la production de P.O.U. pour l'alimentation humaine présentait plusieurs limitations, tant sur le plan de la sécurité du produit que de l'acceptabilité par le public. Les produits testés étaient, la plupart du temps, exempts de micro-organismes pathogènes, de virus, de toxine microbienne, de métaux lourds et de résidus de substrat cancérogènes; néanmoins, leur digestibilité était souvent pauvre, ils causaient des désordres intestinaux et des nausées, et leurs caractéristiques organoleptiques laissaient à désirer (Scrimshaw, 1985; 1975; Solomons, 1983; Litchfield, 1980; 1979; 1977; Bacigalupo, 1968). La principale contrainte résidait toutefois dans le contenu élevé en acides nucléiques de ces micro-organismes à croissance rapide. Une concentration trop élevée en acides nucléiques dans l'alimentation cause, chez les humains, des taux d'excrétion urinaire d'acide urique excessifs et augmente les risques de goutte, maladie caractérisée par des troubles viscéraux et des fluxions

articulaires (Litchfield, 1985; Sittig, 1983; Scrimshaw, 1975; Mateles, 1968). Afin de les rendre compatibles à l'alimentation humaine, les P.O.U. devaient donc être soumis à divers traitements de purification et de transformation, ce qui augmentait leur coût, sans pour autant améliorer l'image publique du produit (Litchfield, 1980; 1979; Oser, 1975; Skinner, 1975; Tannenbaum, 1968).

À cause des obstacles qu'elle pose, l'utilisation des P.O.U. pour l'alimentation humaine est donc, à présent, placée à un niveau de priorité relativement bas derrière l'alimentation animale, plus simple et mieux acceptée (Ratledge et Boulton, 1985; Litchfield, 1983; Smith, 1981; Moo-Young, 1977; Sherwood, 1974). Les P.O.U. cultivés à partir d'une grande variété de substrats ont été démontrés entièrement sécuritaires comme aliment du bétail, ainsi que la consommation humaine subséquente du produit animal (Senez, 1983, Cooney et al., 1980).

La concentration élevée en acides nucléiques ne pose pas de difficultés aux ruminants, et est beaucoup mieux tolérée par les animaux non-ruminants que par les humains; il est donc inutile de traiter la biomasse protéique pour en réduire la concentration (Litchfield, 1979; Moo-Young, 1975b).

Lorsque les P.O.U. sont produits pour le bétail, le produit est habituellement utilisé tel quel, sans autre traitement que le séchage (Arnaud et Guiraud, 1982). Les P.O.U. sont alors incorporés dans les rations alimentaires en remplacement des concentrés protéiques conventionnels comme le tourteau de soya ou la farine de poisson (Solomons, 1983). À titre de supplément protéique pour le porc et la volaille, la biomasse sèche peut constituer jusqu'à 20% en poids de la ration alimentaire (Moo-Young, 1975b); divers essais ont cependant

démonstré qu'une proportion variant entre 5 et 15% donne de meilleures performances (Litchfield, 1980; 1977). Pour le veau préruminant, les P.O.U. peuvent remplacer jusqu'à 15 à 20% de la ration en protéines lactées (Blum, 1983). La dilution de la biomasse dans la ration permet une plus grande flexibilité dans son usage, tout en réduisant l'impact qu'elle aurait si elle était employée seule (Stringer, 1985; Bunker, 1968).

Les protéines bactériennes destinées à l'alimentation animale doivent rencontrer plusieurs des critères de qualité et de non-toxicité qu'exige l'alimentation humaine (Litchfield, 1977, Stringer, 1975): qualité de la protéine, absence de résidus toxiques pouvant s'accumuler dans les tissus, absence de micro-organismes pathogènes. Les risques de changement mutationnel des organismes de la culture restent toutefois minimes à cause de la sélection et de la stabilisation de la population bactérienne basée sur l'utilisation optimale du substrat (Davis, 1974). De plus, l'étape du séchage contribue à rendre inerte la biomasse en tuant par la chaleur les cellules microbiennes (Tannenbaum, 1968). Pour la biomasse thermophile multipliée sur effluent d'abattoir, le test ultime de qualité consistera à en vérifier la performance alimentaire par une série d'essais effectués avec les animaux auxquels elle est destinée.

#### **5.2.2 Aspects sociaux et institutionnels**

La biomasse protéique devra passer par une phase d'acceptation, d'abord de la part des utilisateurs immédiats - fabricants de moulée et éleveurs - puis des législateurs (Litchfield, 1983). Non destinée à la consommation humaine directe, l'acceptation par le public ne pose pas de problème majeur.

L'acceptation du nouveau produit par les fabricants de moulée dépend en majeure partie de ses qualités nutritionnelles, physiques et chimiques, incluant la facilité d'incorporation dans les formules alimentaires et la stabilité à l'entreposage (Litchfield, 1977). Si ces exigences sont satisfaites, il est permis de penser que le produit sera bien reçu par les fabricants, désireux d'offrir un aliment de la meilleure qualité et au meilleur prix. Une fois incorporée dans les moulées, la biomasse protéique sera probablement utilisée sans réticence par les éleveurs de bétail, chez qui l'usage de déchets est déjà courant: alimentation de bovins au fumier de volaille, abreuvement de porcs au lisier décanté ou au petit-lait, etc.

Tout nouvel aliment du bétail doit de plus être soumis à certaines réglementations gouvernementales. Au Québec, la loi relative aux aliments du bétail relève de la compétence du gouvernement fédéral, plus précisément du ministère de l'Agriculture. Cette loi s'applique uniquement aux produits commercialisés; les produits n'entrant pas dans les circuits commerciaux peuvent être utilisés s'ils sont acquis sans frais, et ce, sans infraction (Brisson, 1976).

L'approbation d'un aliment spécifique dépend essentiellement de sa valeur alimentaire, de son innocuité pour les animaux, et de l'innocuité pour l'homme via le produit animal résultant. La biomasse protéique devra donc vraisemblablement être évaluée et approuvée avant d'être commercialisée.

### 5.2.3 Compétitivité du produit

Le marché des suppléments protéiques à valeur élevée tels les produits du soya ou la farine de poisson doit être visé lors de la commercialisation de la biomasse (Smith, 1981; Skinner, 1975).

La pénétration du marché dépendra essentiellement du caractère compétitif du produit sur les plans du prix, de la régularité de l'approvisionnement, et de l'utilité dans les formules alimentaires (Sittig, 1983; Cousin, 1980). La composition des moulées est optimisée économiquement par le moyen de techniques comme la programmation linéaire, ce qui donne aux fabricants la possibilité de modifier rapidement les proportions de chaque ingrédient selon leur disponibilité et la fluctuation de leur prix, sans pour autant affecter la performance finale du produit (Hamer, 1979; Litchfield, 1979). Dans un tel contexte, l'introduction de la biomasse bactérienne est facilitée, en autant que celle-ci soit offerte à un prix inférieur à celui des suppléments usuels.

Actuellement, le marché mondial de la protéine destinée à l'alimentation animale est dominé par la fève de soya dont le prix est maintenu artificiellement bas par le biais de subventions gouvernementales à l'agriculture (Schlingmann et al., 1984; Forage et Righelato, 1979). Cette situation, qui est en majeure partie responsable de l'échec des grands procédés à base d'hydrocarbures, affecte à un degré moindre la mise-en-marché d'un produit issu d'un procédé dont le but est d'abord le traitement des eaux usées. Cependant, lorsque le prix de la fève de soya reflètera la situation mondiale réelle de la protéine, les P.O.U. deviendront compétitifs, et un système de traitement avec production simultanée de protéines ne sera que plus avantageux.

En juin 1987, le tourteau de soya (48% de protéines brutes) se détaillait à 342,50 \$ la tonne métrique (La Terre de Chez Nous, 1987). En se basant sur ce prix, une biomasse bactérienne contenant 70% de protéines brutes aurait une valeur approximative de 500 \$ la tonne métrique. En considérant que le contenu en acides aminés de la biomasse bactérienne est inférieur à celui du tourteau de soya, une valeur de 350 \$ serait plus réaliste.

### 5.3 POSSIBILITÉS D'APPLICATION DU PROCÉDÉ

Le procédé de traitement bactérien aérobie thermophile avec production de protéines alimentaires offre des possibilités variées d'application tant dans l'industrie agro-alimentaire moderne qu'en pays en voie de développement. Mais quelque soit l'application, la viabilité économique du procédé doit d'abord être démontrée. Une étude économique approfondie dépasse toutefois le cadre de cette étude; alors, avant de survoler les possibilités d'application du procédé, quelques facteurs importants dans l'économie du procédé sont d'abord discutés.

#### 5.3.1 Facteurs impliqués dans l'économie du procédé

Il existe deux approches essentiellement différentes à l'étude économique d'un procédé de traitement avec production simultanée de protéines. Premièrement, l'analyse économique peut être faite selon une optique d'optimisation des profits; on parle alors de prix de revient de la protéine. Toutefois, dans un contexte d'assainissement, une telle approche ne tiendrait pas compte du fait que la protéine est un sous-produit commercialisé en quantités relativement limitées (de quelques centaines à quelques milliers de tonnes par année) et

dont la vente ne sert qu'à diminuer les frais de traitement. La faisabilité devrait donc être plutôt étudiée selon une perspective de réduction des coûts d'assainissement, ce qui est fait en comparant les diverses alternatives de procédés de traitement des effluents et de gestion des boues (Hopwood, 1980; Forage et Righelato, 1979).

Les facteurs impliqués dans l'économie du procédé sont nombreux. À la section 2.4.1, plusieurs facteurs physiologiques et d'ingénierie ont été mentionnés. À ceux-ci s'ajoutent une série de facteurs économiques à considérer lors de l'étude de faisabilité économique du procédé. Ces facteurs sont présentés au tableau 5.4.

Moo-Young et al. (1979) ont mis en évidence le rôle primordial du niveau technologique dans l'économie d'un procédé de production de P.O.U. sur déchets agricoles. La comparaison de douze scénarios de niveaux technologiques divers a révélé qu'une technologie de faible niveau basée sur une culture mixte de micro-organismes était la plus attrayante dans l'état actuel du savoir-faire technique. Leur étude a aussi montré que les matières premières (le substrat) et l'énergie étaient les composantes principales du coût final du produit. Dans un contexte de traitement, où le coût du substrat serait nul, ce sont les dépenses énergétiques (35%) et le coût des installations (dépréciation et financement) (45%) qui seraient les éléments les plus dispendieux du procédé. Selon Tannenbaum (1971), certains substrat, pourraient nécessiter l'addition de nutriments et des étapes de purification ou de séparation dont les coûts annuleraient l'avantage économique de l'utilisation d'un déchet.

**Tableau 5.4**

Facteurs impliqués dans l'économie du procédé

1. Besoins en capitaux pour les installations.
2. Coût du substrat (incluant nutriments et préparation).
3. Besoins énergétiques (aération, agitation, récolte).
4. Frais d'entretien et de réparation.
5. Économie d'échelle.
6. Revenus provenant de la vente du produit.
7. Économie en frais de traitement de l'effluent et d'élimination des boues.
8. Coût des produits chimiques.
9. Existence de subventions gouvernementales.
10. Utilisation d'équipements et bâtiments existants.

Adapté de Litchfield (1980), Hopwood (1980), Humphrey (1975).

L'équipement requis pour la récolte et le séchage de la biomasse est très dispendieux et gros consommateur d'énergie. Les coûts de cet équipement seront néanmoins partiellement compensés par l'économie réalisée sur les redevances d'assainissement que l'industrie devrait payer si elle rejetait ses effluents sans traitement préalable à l'égoût municipal, ou sur les frais d'élimination des boues si elle utilisait un système de traitement conventionnel (Campbell et al., 1978; Esvelt et al., 1976). Conséquemment, l'économie du procédé s'améliorera suite à une augmentation des exigences des lois environnementales (Smith, 1981).

Les systèmes d'aération exercent aussi une demande énergétique élevée. Celle-ci sera toutefois maintenue au minimum par l'emploi d'un bio-réacteur à recyclage interne pneumatique; la présence d'une mousse optimisant l'efficacité de transfert de l'oxygène, le haut taux de transfert de l'oxygène dans les températures thermophiles, et la demande en oxygène relativement faible associée à un court temps de séjour et à l'absence de nitrification, contribueront en outre à l'utilisation optimale de l'oxygène.

Les revenus provenant de la vente du produit protéique peuvent être élevés. Par exemple, un abattoir industriel qui reçoit 2 500 porcs par jour, 260 jours par année, rejette environ 1 000 tonnes métriques de DCO annuellement. En supposant un rendement final de 20% et un prix de vente de 350 \$ la tonne métrique de biomasse sèche, 200 tonnes de biomasse seraient produites chaque année, pour une valeur totale de 70 000 \$. L'échelle du procédé aura une influence marquante sur l'économie réalisée; l'autofinancement complet du système de traitement et la rentabilité même seront possibles pour certaines grandes industries agro-alimentaires (Tomlinson, 1976b, Sürücü et al., 1975).

### 5.3.2 Effluents susceptibles d'être traités par procédé thermophile

Le procédé bactérien aérobie thermophile avec récupération de protéines est approprié pour le traitement de tout effluent à charge organique élevée aisément biodégradable et ne contenant pas de substances toxiques. Les possibilités d'application du procédé sont donc variées, comme le démontre le tableau 5.5 qui présente divers effluents de secteurs agro-industriels autres que l'industrie des viandes.

Certains effluents conviennent particulièrement bien à un procédé aérobie thermophile: il s'agit de l'effluent d'usine d'équarrissage et le fumier liquide, ou lisier. Le procédé thermophile serait avantageux pour une usine d'équarrissage car son effluent est habituellement rejeté à une température se situant dans la gamme des températures thermophiles. En outre, divers équipements utiles au traitement de la biomasse sont accessibles dans l'usine même (par exemple, unité de séchage), et la mise-en marché serait simplifiée car l'industrie écoule déjà des sous-produits de déchets pour l'alimentation animale.

Dans le cas du lisier de porc, on peut présumer que de faibles coûts de main-d'oeuvre, de construction et de distribution du produit sont compatibles avec l'opération d'une installation agricole où la protéine serait consommée sur place sous une forme humide (Moo-Young et al., 1979). La capacité du système à se maintenir de manière autonome à une température thermophile a été démontrée pour cet effluent (Pilon, 1984), et l'application du procédé au lisier de porc répondrait à un besoin actuel au Québec (Koessler, 1985).

Tableau 5.5

Effluents susceptibles d'être employés comme substrat pour la  
production de protéines bactériennes thermophiles

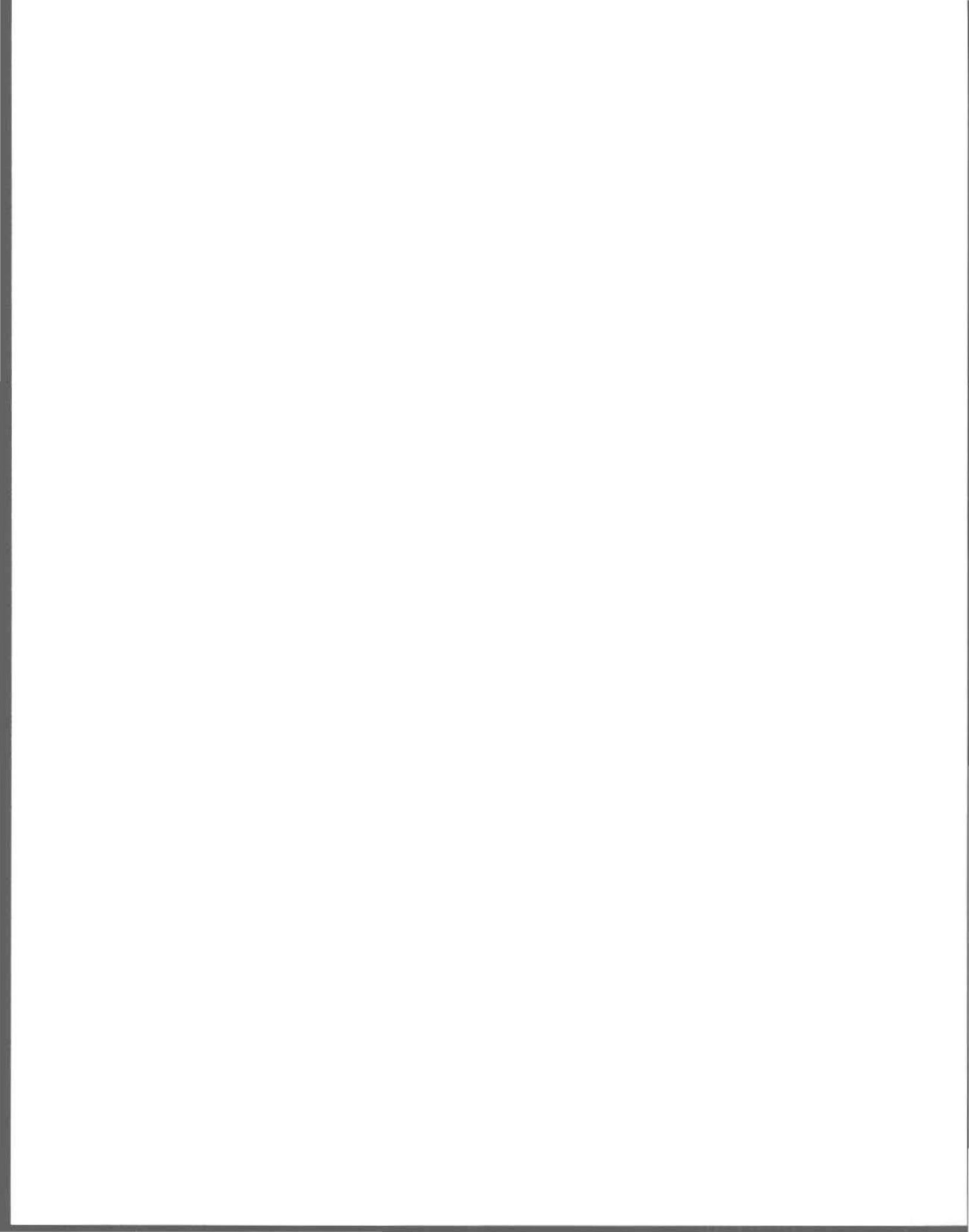
Secteur industriel	Effluent	Charge organique moyenne		Référence
		DCO (mg/l)	DBO (mg/l)	
Lait	Transformation (petit-lait)	75 850	-----	Singh et Ghaly (1984)
Boissons	Brasserie	26 200	16 300	Tomlinson, 1976a
	Distillerie	26 200	9 000	Tomlinson, 1976a
Fruits et Légumes (Transformation)	Pomme de terre	54 000	33 000	van Bellegem, 1980
	Betterave	13 240*	6 400*	Hang, 1979
	Pomme	37 000*	19 000*	Hang, 1979
	Maïs	10 100*	5 341*	Hang, 1979
	Choucroute	65 000*	41 000*	Hang, 1979
Agricole	Lisier (porc)	38 000	13 400	Koessler, 1985

\* valeur maximale

L'application du procédé est aussi possible dans certains pays en voie de développement où l'approvisionnement en protéines est souvent déficient. Plusieurs de ces pays offrent un climat favorable qui diminue les besoins d'isolation thermique, et la main-d'oeuvre y est économique. De plus, plusieurs sous-produits à forte teneur en hydrates de carbone sont disponibles en grande quantité: mélasse, résidus de bananes, pulpe d'agrumes, jus d'agaves, jus de dattes (Glatz et al., 1984; Kamel, 1979). La simplicité du procédé thermophile faciliterait le transfert de technologie (Smith, 1981; Cooney et al., 1980), alors que certaines composantes pourraient subir une adaptation tenant compte du contexte local: par exemple, le séchage de la biomasse pourrait être réalisé par énergie solaire.

Selon Chang et al. (1980), dans ces pays parfois fort vulnérables aux fluctuations des prix des produits importés, l'utilisation de protéine microbienne en substitution à la protéine de soya ou à la farine de poisson pourrait devenir économiquement intéressante.

**CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS**



### CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Le procédé de traitement aérobic thermophile offre des performances très intéressantes tant sur le plan de l'efficacité d'enlèvement de la charge polluante organique et inorganique qu'en ce qui concerne les caractéristiques alimentaires de la biomasse protéique produite pour l'alimentation animale.

Outre le fait d'établir que l'effluent d'abattoir de porcs est adéquat pour la culture de bactéries, les essais effectués au cours de cette étude démontrent qu'une réduction de plus de 90% de la DCO est réalisable à des températures d'opération de 45 et 52°C, et ce, même à un temps de séjour des boues aussi court que 6 heures. À 58°C, une élimination de plus de 86% de la DCO est atteinte en opérant le système à un temps de séjour des boues de 12 heures et plus. La comparaison des taux spécifiques d'utilisation du substrat réalisés avec ceux rapportés dans la littérature pour des substrats similaires confirme la grande rapidité du système thermophile dont la vitesse d'assimilation de la charge organique est, au minimum, supérieure d'un facteur de six par rapport aux meilleurs résultats obtenus par des procédés mésophiles opérés aussi sans recyclage des cellules.

L'efficacité d'enlèvement du phosphore se révèle aussi excellente avec une réduction de plus de 74% de l'orthophosphate à tous les temps de séjour étudiés (6, 12, 18, 24 et 30 heures). Il est de plus observé que l'efficacité d'enlèvement du phosphore augmente de façon inversement proportionnelle au temps de séjour aux températures de 45 et 52°C, ce qui justifie l'emploi d'un court temps de séjour pour une réduction maximale du phosphore dans l'effluent. L'emploi d'un court temps de séjour est toutefois désavantageux au point de vue

de l'enlèvement de l'azote ammoniacal; la concentration de cette forme d'azote peut même augmenter lors du traitement suite à un phénomène d'ammonification prenant place dans le bio-réacteur. Par ailleurs, un certain niveau de pasteurisation se produit dès 45°C, comme l'indique la diminution des coliformes fécaux qui atteignent, à cette température, un seuil non-détectable après traitement avec un temps de séjour de 24 heures. La décantabilité de l'effluent se révèle en outre médiocre à toutes les températures et à tous les temps de séjour étudiés.

En plus d'être efficace et rapide pour le traitement d'un effluent hautement chargé, le procédé bactérien aérobie thermophile génère une biomasse dont la qualité protéique a été démontrée par l'analyse de son contenu en protéines brutes et de la composition en acides aminés de sa protéine. La teneur moyenne en protéines brutes est respectivement de 68,3, 69,5 et 70,8% à 45, 52 et 58°C, alors qu'aucune tendance n'apparaît comme étant en fonction du temps de séjour. La composition en acides aminés de la protéine est adéquate pour l'alimentation du poulet et du porc, alors qu'un léger supplément en méthionine serait nécessaire pour le poisson. Le contenu protéique est similaire à celui de la farine de viande et du tourteau de soya, et globalement supérieur à celui des drèches de brasserie, du tourteau de gluten de maïs et de la poudre de lait écrémé. Des données de digestibilité relevées dans la littérature et le fait que les bactéries cultivées sont de catégorie gram-négatif suggèrent que la protéine de la biomasse bactérienne thermophile est suffisamment disponible pour être utilisée directement dans les rations alimentaires destinées aux animaux.

L'analyse du comportement du rendement net de l'utilisation du substrat, de la conversion globale du substrat en biomasse, de la productivité ainsi que de la

concentration de la biomasse, indique que le système est optimisé, quant à l'aspect de production de biomasse, au temps de séjour des boues étudié le plus court, soit 6 heures, quelque soit la température (45, 52 ou 58°C). C'est donc ce temps de séjour qui serait éventuellement employé lors de la mise-à-l'échelle du procédé afin de réaliser simultanément une bonne récolte de biomasse protéique et une réduction acceptable de la charge polluante. Les coefficients biocinétiques déterminés lors de cette étude pourraient être utilisés pour prédire le comportement du système.

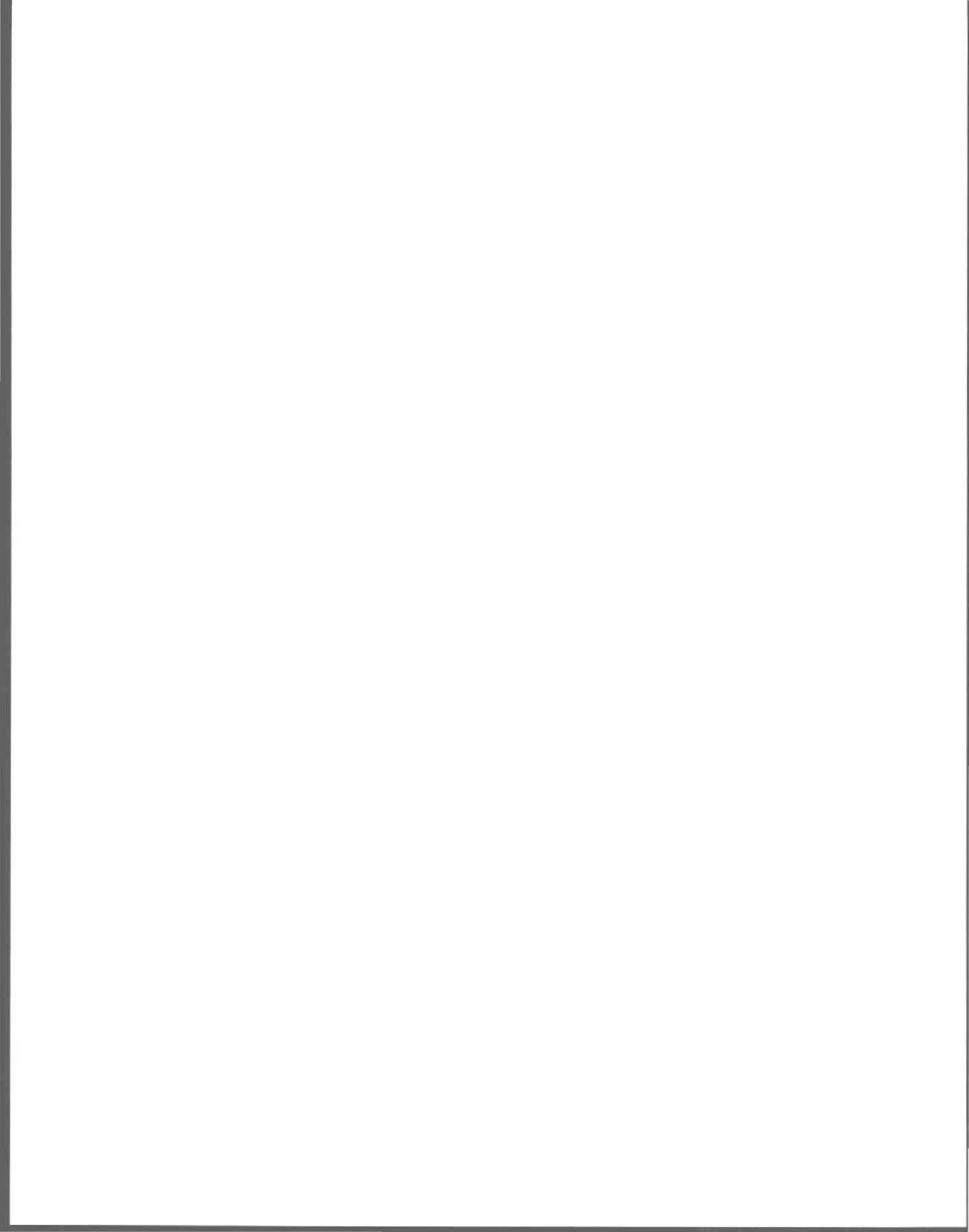
L'effluent d'abattoir de porcs, tel qu'il se présente actuellement, est toutefois trop dilué pour permettre au procédé de se maintenir dans la gamme des températures thermophiles sans apport de chaleur externe; certaines modifications dans le mode de gestion de l'eau en abattoir (séparation des eaux pluviales et de procédé, économie de l'eau de lavage, collecte sélective des effluents les plus concentrés) seraient nécessaires à l'obtention d'un effluent traitable par procédé thermophile autonome. Une fois ces corrections apportées, l'effluent serait traité dans un bio-réacteur à recyclage interne pneumatique, lequel allie efficacité et économie énergétique. Bien que la construction et le fonctionnement d'un bio-réacteur constitue une portion importante des coûts d'un tel système de traitement, c'est la récupération de la biomasse qui reste l'étape déterminante de la faisabilité technique et économique du procédé. Une revue des techniques de séparation solide-liquide existantes suggère qu'une étape de pré-concentration par sédimentation gravitaire facilitée par l'emploi de flocculants compatibles avec l'alimentation animale, suivie d'une séparation par décanteur centrifuge ou par filtre-pressé, permettrait de récolter à un coût raisonnable la biomasse thermophile.

D'après les informations recueillies dans la littérature, la biomasse bactérienne récoltée pourrait être incorporée dans les moulées pour constituer jusqu'à 20% de la ration alimentaire du porc, de la volaille ou du veau pré-ruminant. Cette biomasse devra cependant être préalablement évaluée et approuvée avant d'être commercialisée à un prix compétitif sur le marché de la protéine, lequel se situe actuellement aux environs de 350 \$ la tonne métrique. La vente du produit, dont la valeur atteindrait près de 70 000 \$ annuellement pour un abattoir d'une capacité moyenne de 2 500 porcs par jour, permettrait de défrayer en tout ou en partie les coûts du système de traitement des eaux usées de l'usine. La même technique pourrait éventuellement être étendue au traitement des effluents d'usine d'équarrissage, du fumier liquide de bestiaux ou de divers autres effluents hautement chargés originant d'installations agro-industrielles. Cette technologie, considérée de faible niveau, pourrait être adaptée aux besoins de pays en voie de développement où l'approvisionnement en protéine est souvent déficient.

Considérant que la présente étude ne constitue qu'une première phase dans le développement du procédé aérobique thermophile par culture mixte non-aseptique et de son application à un effluent agro-industriel dans le but de produire des protéines, les recommandations suivantes sont formulées de manière à orienter les travaux futurs:

- 1- L'applicabilité du procédé à un effluent d'abattoir devrait être confirmée par la caractérisation des eaux usées issues de chaque étape du processus d'abattage.

- 2- La biomasse thermophile devrait être soumise à diverses épreuves de toxicité et d'alimentation avec les animaux auxquels elle est destinée; la population bactérienne devrait en outre être identifiée et la stabilité à long terme de la culture démontrée.
  
- 3- Le procédé devrait passer à l'étape de l'échelle-pilote afin de vérifier le comportement du bio-réacteur à recyclage interne pneumatique et d'éprouver le procédé de récupération de la biomasse suggéré dans cette étude.
  
4. Une analyse économique détaillée devrait finalement être entreprise afin de comparer les coûts du procédé aux alternatives de traitement existantes.



**RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

## RÉFÉRENCES

ABBOTT, J.C. (1974).

Economics of single cell protein in relation to world protein supplies.  
Dans: Single-Cell Protein. Davis, P. (ed.), Academic Press, New-York:  
25-45.

ABBOTT, B.J. et A. CLAMEN (1973).

The relationship of substrate, growth rate and maintenance coefficient to  
single-cell protein production. Biotechnology and Bioengineering.,  
15: 177.

APHA (1985).

Standard methods for the examination of water and wastewater. 16<sup>th</sup>  
edition. American Public Health Association, Washington, D.C.

ANDERSON, R.L., BURD, R.S., HART, S.A., NELSON, D.C., SIEBERT, C.L. (JR.),  
STRELOW, J.L. et J.S. WILEY (1971).

Utilization of municipal wastewater sludge. WPCF Manual of practice No 2.  
Water Pollution Control Federation, Washington, D.C.: 47 pp.

ARNAUD, A. et J.P. GUIRAUD (1982).

Biochimie microbienne. Dans: Biotechnologie. René Scriban coordonnateur,  
Technique et Documentation - Lavoisier, Paris: 51-120.

BACIGALUPO, A.P. (1968).

Product formulation, acceptability, and promotion. Dans: Single-Cell Protein. R.I. Mateles et S.R. Tannenbaum (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 353-369.

BARSOUM-BOISELLE, E. et P. CÔTÉ (1980).

Méthode de tarification en épuration des eaux. Dans: Compte-rendu des Assises Annuelles 1980 de l'Association Québécoise des Techniques de l'Eau. 5 au 8 mars 1980, Québec: 45-67.

BEAUDET, R., BISAILLON, J.G., ISHAQUE, M. et M. SYLVESTRE (1985).

Développement sur le traitement microbiologique du lisier de porc. Dans: "Premier Colloque sur la Recherche et le Développement en Traitement et Valorisation du Fumier au Québec". Le 31 octobre 1985, Université Laval. Ministère de l'Environnement du Québec, Québec: 107-120.

BÉLANGER, F. et R. LEWANDOWSKI (1984).

Aspects économiques du contrôle des effluents des usines agro-alimentaires. Dans: Comptes-rendus des Assises Annuelles 1984 de l'Association Québécoise des Techniques de l'Eau. 7, 8 et 9 mars 1984, Québec: 447-468.

BELLAMY, W.D. (1975).

Conversion of insoluble agricultural wastes to SCP by thermophilic microorganisms. Dans: Single-Cell Protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 263-272.

BELLEFLEUR, Y. (1986).

Usine d'épuration dépassée. Dans: La Tribune. Sherbrooke, 2 décembre 1986, p. 14.

BENEFIELD, L.D. et C.W. RANDALL (1980).

Biological Process Design in Wastewater Treatment. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New-Jersey.

BERNARD, C. (1980).

Revalorisation par l'alimentation animale de la biomasse issue du traitement des eaux usées de l'industrie agro-alimentaire. Mémoire de maîtrise. INRS-Eau, Université du Québec, Québec, 96 pp.

BESZEDITS, S. et A. LUGOWSKI (1983).

Waste activated sludge: a potential new livestock feed ingredient. Process Biochemistry, March/April 1983: 35-37.

BESZEDITS, S. et A. LUGOWSKI (1981).

Utilizing waste activated sludge for animal feeding. B & L Information Services, Toronto: 120 pp.

BESZEDITS, S. et A. NETZER (1982).

Protein recovery from food processing wastewaters. B & L Information Services, Toronto: 170 pp.

BILODEAU, M. (1986).

L'Assainissement des eaux. Dans: L'Assainissement des Eaux au Québec: bilan et perspectives. Troisième séminaire Adrien Pouliot, 14 février 1986, Université Laval, Québec.

BIRD, R.B., W.E. STEWART et E.N. LIGHTFOOT (1960).

Transport phenomena. John Wiley & Sons, New York, 780 pp.

BISSETT, D.W. (1976).

The toxicity of food processing effluents to fish. 7th National Symposium on food processing wastes, April 6-9, 1976, Atlanta: 17 pp.

BLAISE, C.R. et R. LEGAULT (1979).

Aspects microbiologiques de certaines eaux résiduaires de l'industrie de l'alimentation. Dans: Compte-rendu des Assises Annuelle 1979 de l'Association Québécoise des Techniques de l'Eau. 25 au 28 avril 1979, Montréal: 303-344.

BLUM, J.C. (1983).

Valeur alimentaire des protéines d'organismes unicellulaires chez les animaux monogastriques (porc, veau préruminant, volailles). Dans: Colloque International sur les Protéines d'Organismes Unicellulaires. 28-30 janvier 1981, Technique et Documentation - Lavoisier, Paris: 333-334.

BOBÉE, B. (1986).

Méthodes statistiques appliquées aux sciences de l'eau. INRS-Eau, notes de cours pour l'unité EAU-7277. Université du Québec, Québec.

BOUGH, W.A., BROWN, W.L.; PORSCHE, J.D. et D.M. DOTY (1972).

Utilization of collagenous by - products from the meat - packing industry: production of single-cell protein by the continuous cultivation of *Bacillus megaterium*. *Applied Microbiology*, 24: 226-235.

BOUIX, M. et J.Y. LEVEAU (1982).

Cinétiques microbiennes. Dans: *Biotechnologie*. René Scriban coordonnateur, *Technique et Documentation - Lavoisier*, Paris: 121-150.

BRISSON, G. (1976).

Aspects légaux. Dans: "Étude de Praticabilité sur l'Utilisation de Sources Non Traditionnelles d'Énergie et de Protéines pour l'Alimentation Animale". Centre de recherche en nutrition, Université Laval, Québec: 305-310.

BRUIN, I.S. (1980).

Biomass as a source of energy. Dans: *Proceedings of the 13<sup>th</sup> International TNO Conference*, Rotterdam, 27 and 28<sup>th</sup> March 1980: 153-163.

BULL, A.T. (1985).

Mixed culture and mixed substrate systems. Dans: Comprehensive Biotechnology and Bioengineering. Moo-Young, M. (ed.), Pergamon Press, New-York, 1: 281-299.

BULL, A.T., HOLT, G. et M.D. LILLY (1982).

Biotechnologie. Tendances et perspectives internationales. OCDE, Paris: 99 pp.

BULL, A.T. et J.H. SLATER (1982).

Microbial interaction and community structure. Dans: Microbial Interactions and Communities. Bull, A.T. and J.H. Slater (ed.), Academic Press, London: 13-44.

BUNKER, H.J. (1968).

Sources of single-cell protein: perspective and prospect. Dans: Single-Cell Protein. Mateles, R.I. et S.R. Tannenbaum (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 67-78.

CAMPBELL, H.W., RUSH, R.J. et R. TEW (1978).

Sludge dewatering design manual. Wastewater Technology Centre, Environmental Protection Service, Fisheries and Environment Canada, Ottawa: 133 pp.

CANVIRO CONS. (1983).

La digestion anaérobie et la récupération de protéines d'organismes monocellulaires dans un parc d'engraissement de bovins. Canviro Consultants Ltd, Service de la protection de l'environnement, Environnement Canada, Ottawa: 49 pp.

CARBERRY, J.B., McCAFFERY III, T.F. et M.C. ROBERT (1978).

Protein recovery from waste activated sludge. Dans: New Processes of Waste Water Treatment and Recovery. G. Mattock (ed.), Ellis Horwood, Sussex: 379-404.

CHAHAL, D.S. et M. MOO-YOUNG (1981).

Bioconversion of lignocellulosics into animal feed with *Chaetomium cellulolyticum*. *Developments in Industrial Microbiology*, 22: 143-159.

CHANG, W.T.M., HSU, W.H., LAI, M.N. et P.P. CHANG (1980).

Production of single-cell protein from rice hulls for animal feed. *Developments in Industrial Microbiology*, 21: 313-325.

CHIU, S.Y., FAN, L.T., KAO, I.C. et L.E. ERICKSON (1972a).

Kinetic behavior of mixed populations of activated sludge. *Biotechnology and Bioengineering*, 14: 179-199.

CHIU, S.Y., ERICKSON, L.E., FAN, L.T. et I.C. KAO (1972b).

Kinetic model identification in mixed populations using continuous culture data. *Biotechnology and Bioengineering.*, 14: 207-231.

CHURCH, D.C. (1986).

Livestock feeds and feeding. 2nd edition. Prentice-Hall, Englewood Cliffs: 549 pp.

COONEY, C.L., RHA, C. et S.R. TANNENBAUM (1980).

Single-cell protein: engineering, economics and utilization in foods. Advances in Food Research, 26: 1-52.

COOPER, R.N. et C.F. DENMEAD (1979).

Chemical treatment of slaughterhouse wastes with protein recovery. Journal Water Pollution Control Federation, 51(5): 1017-1023.

COOPER, R.N., RUSSEL, J.M. et J.L. ADAM (1982).

Recovery of protein from slaughterhouse effluents by double adjustment of pH. Dans: Proceedings of the 37<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana: 285-293.

CORBETT, K. (1985).

Design, preparation and sterilization of fermentation media. Dans: Comprehensive Biotechnology and Bioengineering. Moo-Young, M. (ed.), Pergamon Press, New-York, 1: 127-139.

COUILLARD, D. (1986a).

Traitements secondaires biologiques des eaux usées. Notes de cours de l'unité EAU-7243.4, INRS-Eau, Université du Québec, Québec, 130 pages.

COUILLARD, D. (1986b).

Traitements primaires des eaux usées. Notes de cours de l'unité EAU-7243.2, INRS-Eau, Université du Québec, Québec, 234 pages.

COUILLARD, D. (1986c).

Traitements par le sol des eaux usées. Notes de cours de l'unité EAU-7243.1, INRS-Eau, Université du Québec, 216 pages.

COUILLARD, D. (1983).

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

COUILLARD, D. (1982).

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

COUILLARD, D. (1980).

Évaluation de la pollution et des répercussions des rejets des industries des pâtes et papiers sur la vie aquatique. The Science of the Total Environment, 14(2): 167-184.

COUILLARD, D. (1979).

Sources et caractéristiques des eaux usées issues de différents procédés de l'industrie des pâtes et papiers. The Science of the Total Environment, 12(2): 169-197.

COUILLARD, D., M. CROWLEY et J.L. SASSEVILLE (1986).

Technological public choice in practice: the case of wastewater treatment facilities. *Journal Environmental Management*, 22(2): 133-146.

COUILLARD, D. et R.D. TYAGI (1986).

Traitement du phosphore ( $PO_4$ ) des eaux usées à l'aide des résidus de l'extraction alcaline de la bauxite. *Tribune du Cebedeau*, 39(507): 3-14.

COULTHARD, T.L., TOWNSLEY, P.M. et H.S. SABEN (1980).

Thermophilic aerobic digestion process for producing nutrients and other digested products. *Patent Document, Can.*, 1084762: 69 pp.

COUSIN, M.A. (1980).

Converting food processing waste into feed or food through microbial fermentation. *Annual Report on Fermentation Processes*. G.T. Tsao, M.C. Flickinger et R.K. Finn (ed.), Academic Press, New-York, 4: 31-66.

CRAWFORD, D.L., McCOY, E., HARKIN, J.M. et P. JONES (1973).

Microbial protein from waste cellulose by Thermomonospora fusca, a thermophilic actinomycete. *Biotechnology and Bioengineering*, 15: 833-843.

CROWLEY, M., J.L. SASSEVILLE et D. COUILLARD (1986).

L'importance accordée à l'évaluation technologique dans l'assainissement des eaux usées municipales au Québec. *Revue Internationale des Sciences de l'Eau*, 22(2): 49-57.

CULLISON, A.E. (1979).

Feeds and feeding, 2nd edition. Reston Publ. Co. Inc., Reston: 595 pp.

DABBAH, R. (1970).

Protein from microorganisms. Food Technology, 24: 659-666.

D'AMOURS, F. (1987).

Contrôle digital d'une usine à boues activées à l'aide de modèles déterministes dynamiques. Mémoire de maîtrise, INRS-Eau, Université du Québec, 248 pp.

d'ANTONIO, G. (1983).

Aerobic-digestion of thickened activated sludge. Reaction rate constant determinations and process performance. Water Research, 17(11): 1525-1531.

DAVIS, P. (ed.) (1974).

Single-Cell Protein. Academic, New-York.

DEARBORN ENV. (1979).

Evaluation of physical - chemical technologies for water reuse, by - product recovery and wastewater treatment in the food processing industry. Dearborn Environmental Consulting Services, for the Water Pollution Control Directorate. Environmental Protection Service, Environment Canada, Ottawa: Report No EPS 3-WP-79-3, 172 pp.

DeCICCO, B.T. (1979).

Removal of eutrophic nutrients from wastewater and their bioconversion to bacterial single-cell protein for animal feed supplements. Phase II. Office of Water Research and Technology, Washington, D.C.: 20 pp.

DEENY, K., HEIDMAN, J. et J. SMITH (1985).

Autothermal thermophilic aerobic digestion in the Federal Republic of Germany. Proceedings of the 40<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana: 959-968.

DEGREMONT (1979).

Water treatment handbook. Degrémont Company (5th ed.), Rueil-Malmaison: 1186 pp.

de ROSNAY, J. (1979).

Biotechnologies et bio-industrie. Seuil/La Documentation française, Paris: 344 pp.

DO, M. (1985).

État de la valorisation des sous-produits des abattoirs de bovins du Québec. CRIQ, Sainte-Foy, DIT-85-074, 7-4473, FC-4191: 99 pp.

DOSTALEK, M. et N. MOLIN (1975).

Studies of biomass production of methanol oxidizing bacteria. Dans: Single-Cell Protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 385-401.

DUVAL, J.J. (1986).

Le Programme d'assainissement: avenir incertain. Dans: L'Assainissement des Eaux au Québec: bilan et perspectives. Troisième séminaire Adrien Pouliot, 14 février 1986, Université Laval, Québec.

ECKENFELDER, W.W. (1982).

Gestion des eaux usées urbaines et industrielles. Technique et Documentation - Lavoisier, Paris: 503 pp.

ELIE, R. (1983).

Microbiologie de l'environnement. Dans: Microbiologie Générale. Université du Québec à Montréal, Notes de cours pour l'unité BIO-3530. Université du Québec, Montréal, 9.

ENVIRONNEMENT CANADA (1972).

Guidelines for water quality objectives and standards. Technical report No 37, Inland Waters Branch, Department of the Environment, Environment Canada, Ottawa.

ESVELT, L.A., HERBERT, H.H. et W.W. HEINEMANN (1976).

Cannery waste biological sludge disposal as cattle feed. Journal Water Pollution Control Federation, 48(12): 2778-2790.

FAIBIS, L. (1982).

Les Biotechnologies dans le monde. Stratégies des entreprises et structures industrielles. Éditions DAFSA, Paris: 275 pp.

FORAGE, A.J. et R.C. RIGHELATO (1979).

Biomass from carbohydrates. Dans: Microbial Biomass-Economic Microbiology. A.M. Rose (ed.), Academic Press, New-York: 289-312.

FU, T.T. et D.W. THAYER (1975).

Comparison of batch and semi-continuous cultures for the production of protein from mesquite wood by Brevibacterium sp. J.M. 98A. Biotechnology Bioengineering, 17: 1749.

GADEN, E.L. (JR) (1974).

Substrates for SCP production. Dans: Single-Cell Protein. Davis, P. (ed.), Academic Press, New-York: 47-60.

GARIÉPY, S., COUILLARD, D. et F.T. TRAN (1988).

Pré-traitement et valorisation par production de protéines bactériennes thermophiles: solution globale au problème des effluents agro-industriels. Sixth IWRA World Congress on Water Resources, University of Ottawa, 29 mai - 3 juin 1988, Ottawa, Canada.

GARIÉPY, S., COUILLARD, D. et F.T. TRAN (1987a).

Traitement aérobie thermophile d'un effluent d'abattoir et production de protéines. Programme technique de l'Association québécoise des techniques de l'eau (AQTE). Assises annuelles et Salon de l'eau 1987, 4-7 mars 1987, Palais des Congrès, Montréal (Comptes-rendus, pp. 11).

GARIÉPY, S., COUILLARD, D. et F.T. TRAN (1987b).

Le traitement aérobie thermophile avec récupération simultanée de biomasse protéique. 10<sup>e</sup> Symposium international sur le traitement des eaux usées, 10-11 novembre 1987, Hôtel Méridien, Montréal.

GEHM, H.W. (1956).

Activated sludge at high temperatures and high pH values. Dans: Biological Treatment of Sewages and Industrial Wastes, McCabe et E.E. Eckenfelder (ed.), Reinhold Publication Co., 1: 352-355.

GLATZ, B.A., FLOETENMEYER, M.D. et E.G. HAMMOND (1984).

Fermentation of bananas and other food wastes to produce microbial lipid. Journal of Food Protection, 48(7): 574-577.

GOW, J.S., LITTLEHAILES, J.D., SMITH, S.R.L. et R.B. WALTER (1975).

SCP production from methanol: bacteria. Dans: Single-Cell Protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 370-384.

GRABNER, R. (1986).

Separation technology for bioprocesses. Dans: Biotechnology in Food Processing. Noyes Publ., Park Ridge: 237-248.

GRADY, C.P.L. (Jr) et H.C. LIM (1980).

Biological wastewater treatment. Marcel Dekker, New-York, 963 pp.

GRANT, R.A. (1978).

Application of ion exchangers derived from regenerated cellulose. Dans:  
New Processes of Wastewater Treatment and Recovery. Society of Chemical  
Industry. Water and Environment Group, Chichester, England. Ellis  
Horwood, Sussex: 403-415.

GREEN, J.M. et A. KRAMER (1979).

Food processing waste management. AVI publ., WestPort: 629 pp.

HAMER, G. (1979).

Biomass from natural gas. Dans: Microbial Biomass - Economic  
Microbiology. A.H. Rose (ed.), Academic Press, New-York: 315-360.

HANG, Y.D. (1979).

Production of single-cell protein from food processing wastes. Dans: Food  
Processing Waste Management. AVI Publ., Westport: 442-455.

HARKIN, J.H., CRAWFORD, D.L. et E. McCOY (1974).

Bacterial protein from pulps and paper mill sludge. Technical Association  
of the Pulp and Paper Industry, 57(3): 131-134.

HARRISON, D.E.F. (1978).

Mixed cultures in industrial fermentation processes. Advances in Applied  
Microbiology, 24: 129-164.

HATCH, R.T. (1975).

Fermentor design. Dans: Single-Cell Proteins II. S.R. Tannenbaum et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 46-68.

HEDENSKOG, G. et H. MOGREN (1973).

Some methods for processing of single-cell protein. Biotechnology and Bioengineering, 15: 129-142.

HEDDLE, J.F. (1979).

Activated sludge treatment of slaughterhouse wastes with protein recovery. Water Research, 13(7): 581-585.

HEDDLE, J.F. (1977).

Activated sludge treatment of meat wastes with protein recovery. Meat Industry Research Institute, New-Zealand, Technical Report, No 616.

HENRICHON, P., GODON, P. et J. SEARLE (1986).

L'Eau potable: peut-on y voir clair? Dans: Protégez-vous, mai 1986, 7(16): 12-21.

HEWLETT PACKARD (1971).

C-H-N Analyser 185-B. Operating and service manual.

HOPWOOD, A.P. (1980).

Recovery of protein and fat from food industry waste waters. Water Pollution Control, 79(2): 225-235.

HOPWOOD, A.P. et G.D. ROSEN (1972).

Protein and fat recovery from effluents. *Process Biochemistry*, 7(3): 15.

HUMPHREY, A.E. (1975).

Product outlook and technical feasibility of single cell protein. Dans:  
Single-Cell Protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T.  
Press, Cambridge: 1-24.

HUMPHREY, A.E. (1974).

Current developments in fermentation. *Chemical Engineering*, 12: 98-112.

HUMPHREY, A.E., MOREIRA, A., ARMIGER, W. et D. ZABRISKIE (1977).

Production of single-cell protein from cellulose wastes. *Biotechnology  
and Bioengineering Symposium*, 7: 45-64.

HUSMANN, F. et F. MALZ (1960).

Research on aerobic biological sewage treatment of thermophilic  
temperatures, Reviews and Abstract. *Journal Water Pollution Control  
Federation*, 32(9): 1038.

IAMMARTINO, N.R. (1974).

Fabricated protein foods. *Chemical Engineering*, 8: 51-55.

JACKSON, M.L. (1982).

Thermophilic treatment of a high biological oxygen demand wastewater: laboratory, pilot plant and design. Dans: Proceedings of the 37<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana: 753-763.

JEWELL, W.J. et R.M. KABRICK (1980).

Autoheated aerobic thermophilic digestion with air aeration. Journal Water Pollution Control Federation, 52(3): 512-523.

JOGLEKAR, R., CLERMAN, R.J., OUELLETTE, R.P. et P.N. CHEREMISINOFF (1983).

Single-cell protein from organic wastes. Dans: Biotechnology in Industry: selected applications and unit operations. Ann Arbor Science, Ann Arbor: 49-72.

KAMBHU, K. et J.F. ANDREWS (1969).

Aerobic thermophilic process for the biological treatment of wastes - Simulation studies. Journal Water Pollution Control Federation, 41: R127-R141.

KAMEL, B.S. (1979).

Utilization of date carbohydrates as substrate in microbial fermentation. Processes Biochemistry, 14(6): 12-14.

KARGI, F. et M.L. SHULER (1980).

An evaluation of various flocculants for the recovery of biomass grown on poultry waste. Agricultural Wastes, 2(1): 1-12.

KAVANAGH, B.V., MOODIE, S.P. et L.S. HERBERT (1978).

The use of waste abattoir sludge as animal feed supplement. Dans:  
Resources Challenge: Technology, Thrust, Society Impact. 6th Australian  
Chemical Engineering Conference: 176-181.

KOESSLER, A. (1985).

Traitement du lisier de porc: séparation par centrifugation, digestion  
aérobie, traitement physico-chimiques et granulation des boues. Dans:  
"Premier Colloque sur la Recherche et le Développement en Traitement et  
Valorisation du Fumier au Québec". Le 31 octobre 1985, Université Laval.  
Ministère de l'Environnement du Québec, Québec: 140-170.

KUBIAK, C. et T. DUBUIS (1982).

Valorisation des déchets et des effluents agricoles et industriels. Dans:  
Biotechnologie. René Scriban coordonnateur, Technique et Documentation -  
Lavoisier, Paris: 517-544.

LA TERRE DE CHEZ NOUS (1987).

Revue des marchés, 25 juin 1987, Longueuil, 58(19): 26.

LABUZA, T.P. (1975).

Cell collection: recovery and drying for SCP manufacture. Dans:  
Single-cell Protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang, (ed.), M.I.T.  
Press, Cambridge: 69-104.

LAW, I.B. (1986).

Reuse, recycling and resource recovery in industrial applications. *Water Science Technology*, 18: 57-67.

LAWRENCE, A.W. et P.L. McCARTY (1970).

Unified basis for biological treatment design and operation. *Journal of the Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers*, 96: 757-778.

LEVI, J.D., SHENNAN, J.L. et G.P. EBBON (1979).

Biomass from liquid n-alkanes. Dans: *Microbial Biomass - Economic Microbiology*. Rose, A.H. (ed.), Academic Press, New-York: 361-414.

LINTON, J.D. et J.W. DROZD (1982).

Microbial interactions and communities in biotechnology. Dans: *Microbial Interactions and Communities*. Bull, A.T. and J.H. Slater (ed.), Academic Press, London, 1: 357-406.

LITCHFIELD, J.H. (1985).

Bacterial biomass. Dans: *Comprehensive Biotechnology and Bioengineering*. Moo-Young, M. (ed.), Pergamon Press, New-York, 3: 463-481.

LITCHFIELD, J.H. (1983).

Technical and economic prospects for industrial proteins in the coming decades. Dans: *Colloque sur les Protéines d'Organismes Unicellulaires*. Paris (28-30 janvier 1981). *Technique et Documentation - Lavoisier*, Paris: 9-33.

LITCHFIELD, J.H. (1980).

Microbial protein production. Bioscience, 30: 387-396.

LITCHFIELD, J.H. (1979).

Production of single-cell protein in food or feed. Dans: Microbial Technology. Academic Press, New-York, 1: 93-155.

LITCHFIELD, J.H. (1977).

Comparative technical and economic aspect of single-cell protein processes. Advances in Applied Microbiology, 22: 267-305.

LKB BIOCHROM (non daté).

Amino acids analysis. Handbook and applications. LKB Biochrom Ltd., Cambridge.

LOVETT, D.A., KAVANAGH, B.V. et L.S. HERBERT (1983).

Effect of sludge age and substrate composition on the settling and dewatering characteristics of activated sludge. Water Research, 18(4): 429-434.

LOVETT, D.A., TRAVERS, S.M. et K.R. DAVEY (1984).

Activated sludge treatment of abattoir wastewater - I. Influence of sludge age and feeding pattern. Water Research, 18(4): 429-434.

MAPAQ (1986).

Coup d'oeil sur l'agriculture, les pêches et l'alimentation au Québec.  
Service des analyses quantitatives. Ministère de l'Agriculture, des  
Pêcheries et de l'Alimentation du Québec: 404 pp.

MARR, A.G. (1968).

Growth of microorganisms: general. Dans: Single-Cell Protein. Mateles,  
R.I. et S.R. Tannenbaum (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 169-180.

MATELES, R.I. (1975).

Production of SCP in Israel. Dans: Single-Cell Protein II. Tannenbaum,  
S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 208-222.

MATELES, R.I. (1968).

Applications of continuous culture. Dans: Single-Cell Protein. Mateles,  
R.I. et S.R. Tannenbaum (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 208-216.

MATELES, R.I. et S.R. TANNEMBAUM (ed.) (1968).

Single cell protein. M.I.T. Press, Cambridge: 480 pp.

MATELES, R.I. BARUAH, J.N. et S.R. TANNEMBAUM (1967).

Growth of a thermophilic bacterium on hydrocarbons: A new source of  
single-cell protein. Science, 157: 1322-1323.

MATSCH, L.C. and R.F. DRNEVICH (1977).

Autothermal aerobic digestion. Journal Water Pollution Control  
Federation, 49(2): 296-310.

MATSCHE, N.F. et J.F. ANDREWS (1973).

Mathematical model for the continuous cultivation of thermophilic microorganisms. Biotechnology and Bioengineering Symposium, 4: 77-90.

MAYNARD, L.A., LOOSLI, J.K., HINTZ, H.F. et R.G. WARNER (1979).

Animal nutrition. 7th edition. McGraw-Hill Book Company, New-York: 602 pp.

McVAUGH, J. (1979).

Wastewater treatment in the meat packing poultry processing and rendering industries. Dans: Food Processing Waste Management, Green, J.H. et A. Kramer (ed.), AVI Publ. Co.: 456-471.

MENVIQ (1986).

Dosage du carbone organique dissous. Méthode MENVIQ.86.01/303-C 2.01. Ministère de l'Environnement du Québec, Québec: 12 pp.

METCALF AND EDDY INC. (1979).

Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse. G. Tchobanoglous (ed.), McGraw-Hill (2nd ed.), New-York: 920 pp.

MEYRATH, J. et K. BAYER (1979).

Biomass from whey. Dans: Microbial Biomass - Economic Microbiology, Rose, A.M. (ed.), Academic Press, New-York: 207 pp.

MINES, R.O. et J.H. SHERRARD (1985).

Activated sludge treatment of a high strength nitrogenous waste. Proceedings of the 40th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana: 837-846.

MINODA, Y. (1983).

Biotechnological advances and prospects for industrial production of SCP-s in Japan. Dans: Colloque International sur les Protéines d'Organismes Unicellulaires. Paris (28-30 janvier 1981). Technique et Documentation - Lavoisier: 297-307.

MONTEITH, H.D., PIKE, J.W., STICKNEY, A.R. et R.J. RUSH (1982).

Production of livestock feed by ensilage of waste activated sludge. Water Pollution Research Journal of Canada, 17: 83-102.

MOO-YOUNG, M. (1977).

Economics of SCP production. Process Biochemistry, 12(4): 6-10.

MOO-YOUNG, M. (1976).

A survey of SCP production facilities. Process Biochemistry, 11(10): 32.

MOO-YOUNG, M. (1975a).

Microbial reactor design for synthetic protein production. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 53: 113-118.

MOO-YOUNG, M. (1975b).

The food crisis and the chemical industry. Chemistry Canada, 27(6): 14-17.

MOO-YOUNG, M., MOREIRA, A.R. et A.J. DAUGULIS (1979). Economics of fermentation processes for SCP production from agricultural wastes. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 57(6): 741-749.

MORGELI, B. et J. GNIESER (1979).

Réflexions sur le recyclage de l'eau dans l'industrie et la valorisation des déchets. L'Eau et l'Industrie, 1: 29-33.

MUCK, R.E. et L.C.P. GRADY (1974).

Temperature effects on microbial growth in CSTR's. Journal of the Environmental Division, American Society of Civil Engineers, 100: 1147-1163.

NEW BRUNSWICK (1976).

Bioflo - the bench top chemostat Model C30. Operating manual. New-Brunswick Scientific Co., Edison, New-Jersey.

ORGANISATION MONDIALE DE LA SANTÉ (1973).

Besoins énergétiques et besoins en protéines. Rapport d'un comité spécial mixte FAO/OMS d'experts. Série de rapports techniques No 522, Genève: 123 pp.

OSER, B.L. (1975).

Guidelines for the evaluation of SCP for human consumption. Dans: Single-Cell Protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 484-488.

PAINTER, H.A. et J.E. LOVELESS (1983).

Effect of temperature and pH value on growth-rate constants of nitrifying bacteria in the activated-sludge process. Water Research, 17(3): 237-248.

PALMER, D.E., DOVE, R.V. et GRANT, R.A. (1984).

Ion exchange recovery of proteins. Dans: Comprehensive Biotechnology. Moo-Young, M. (ed.), Pergamon Press, New-York, 1: 481-488.

PARKES, R.J. (1982).

Methods for enriching, isolating, and analysing microbial communities in laboratory systems. Dans: Microbial Interactions and Communities. Bull, A.T. et J.M. Slater (ed.), Academic Press, New-York, 1: 45-102.

PERRAS, J. (1984).

Critères de faisabilité pour le traitement biologique du mélange des eaux usées municipales et industrielles. Mémoire de maîtrise. INRS-Eau, Université du Québec, Québec, 135 pp.

PILON, A. (1984).

Étude de faisabilité du procédé aérobie thermophile pour le traitement du lisier de porc. Thèse de maîtrise, Université du Québec, Montréal: 171 pp.

PÖPEL, F. et C.H. OHNMACHT (1972).

Thermophilic bacterial oxidation of highly concentrated substrates. Water Research, 6: 807-815.

RAMALHO, R.S. (1983).

Introduction to wastewater treatment processes. Academic Press (2nd ed.), New-York: 580 pp.

RATLEDGE, C. et C.A. BOULTON (1985).

Fats and oils. Dans: Comprehensive biotechnology and bioengineering, Moo-Young, M. (ed.), Pergamon Press, New-York, 3: 983-1003.

REVUZ, B. (1983).

Production industrielle de protéines à partir d'hydrates de carbone. Dans: Colloque International sur les Protéines d'Organismes Unicellulaires. Paris (28-30 janvier 1981), Technique et Documentation - Lavoisier, Paris: 126-139.

ROSE, A.H. (ed.) (1979a).

Microbial biomass-economic microbiology. Academic Press, New-York, 4: 459 pp.

ROSE, A.H. (1979b).

History and scientific basis of large-scale production of microbial biomass. Dans: Microbial Biomass - Economic Microbiology. Rose, A.H. (ed.), Academic Press, New-York: 1-28.

RUSSEL, J.M et R.N. COOPER (1981).

Flocculation of slaughterhouse effluents with aluminium salts. Environmental Technology Letters, 2: 537.

SACHON, G. (1986).

Les eaux résiduaires des abattoirs de bétail - gestion et traitement. Tribune du Cebedeau, 516(39): 27-45.

SALYUK, A.I., NIKITIN, G.A. et N.V. LEVITINA (1979).

Composition of the biomass of activated sludge of meat plant waste treatment installations. Myasnaya Industriya SSSR, 12: 33-34.

SALYUK, A.I., NIKITIN, G.A. et N.V. LEVITINA (1980).

Amino acid and vitamin composition of active sludge of meat-packing plant purifying departments. Pischchevaia Promyshlennost, 1: 44-46.

SCHLINGMANN, U., FAUST, U. et U. SCHARF (1984).

Bacterial proteins. Dans: Development in Food proteins-3. Hudson, B.J.F. (ed.), Elsevier Applied Science Publ.: 139-173.

SCOTT, P.D. et R.C. SQUIRES (1984).

Protein recovery from abattoir effluent. *Water Sewerage and Effluent*,  
16: 11-17.

SCRIMSHAW, N.S. (1985).

Acceptance of single-cell protein for human food applications. Dans:  
*Comprehensive Biotechnology and Bioengineering*. Moo-Young, M. (ed.),  
Pergamon Press, New-York, 4: 673-684.

SCRIMSHAW, N.S. (1975).

Single-cell protein for human consumption - An overview. Dans:  
*Single-Cell Protein II*. S.R. Tannenbaum et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T.  
Press, Cambridge: 24-45.

SEGUIN, B., ROY, B. et R. POISSANT (1986).

Bilan du programme de contrôle des rejets industriels de la communauté  
urbaine de Montréal. *Sciences et Techniques de l'Eau*, 19(4): 345-354.

SENEZ, J.C. (ed.) (1983).

Colloque international sur les protéines d'organismes unicellulaires.  
Paris (28, 29, 30 janvier 1981), *Technique et Documentation - Lavoisier*,  
Paris.

SENIOR, P.J. (1986).

Scale up of a fermentation process. Dans: *Biotechnology in Food  
Processing*, Noyes Publ. Park Ridge: 249-257.

SENIOR, P.J. (1980).

The ICI single-cell protein process. Proceeding of the 13<sup>th</sup> International TNO Conference, Rotterdam, 27 and 28<sup>th</sup> March 1980, pp. 97-101.

SHAFOROSTOVA, L.D., IVANOVA, I.I., SHUL'GOVSKAYA, E.M. et I.L. RABOTNOVA (1973).

Growth of microorganisms during exponential phase. Biotechnology and Bioengineering Symposium, 4: 174-187.

SHERRARD, J.H. (1977).

Kinetics and stoichiometry of completely mixed activated sludge. Journal Water Pollution Control Federation, 49: 1968-1975.

SHERRARD, J.H. et E.D. SCHROEDER (1973).

Cell yield and growth rate in activated sludge. Journal Water Pollution Control Federation, 45(9): 1889-1897.

SHERRARD, J.H. et E.D. SCHROEDER (1972).

Relationship between the observed yield coefficient and mean cell residence time in the completely mixed activated sludge process. Water Research, 6(9): 1039-1049.

SHERWOOD, M. (1974).

Single-cell protein comes from age. New Scientist, 11: 634-639.

SHINDALA, A. et J.E. PARKER (1970).

Thermophilic activated sludge process. Water Wastes Engineering,  
7(3): 47-49.

SHIPMAN, R.S., KAO, I.C. et L.T. FAN (1975).

Single-cell protein production by photosynthetic bacteria cultivation in  
agricultural by products. Biotechnology and Bioengineering.,  
17: 1561-1570.

SINGH, R.K. et A.E. GHALY (1984).

Single-cell protein from cheese whey. ASAE paper No 84-6528. American  
Society of Agricultural Engineers. St-Joseph, Michigan: 26 pp.

SINGLETON, R. (Jr.) et R.E. AMELUNXEN (1973).

Proteins from thermophilic microorganisms. Bacteriological Reviews,  
37: 320-342.

SINSKEY, A.J. et S.R. TANNENBAUM (1975).

Removal of nucleic acids in SCP. Dans: Single-Cell Protein II.  
Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 158-178.

SITTIG, W. (1983).

The economical aspects of protein production as consequence of  
technological decisions. Dans: Colloque International sur les Protéines  
d'Organismes Unicellulaires. Paris (28, 29, 30 janvier 1981), Technique  
et Documentation - Lavoisier: 181-192.

SITTIG, W. (1982).

The present state of fermentation reactors. Proceedings of the 2nd European Congress on Biotechnology. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 32: 47-58.

SKINNER, K.J. (1975).

Single-cell protein moves toward market. Chemical & Engineering News, 53: 24-26.

SMITH, J.E. (1981).

Biotechnology - the Institute of Biology's. Studies in Biology. Edward Arnold, 136: 76 pp.

SOLOMONS, G.L. (1983).

Single-cell protein. CRC Critical Reviews in Biotechnology, 1: 21-58.

STANLEY ASS. et DEARBORN ENV. (1981).

Water and waste management in the canadian meat and poultry processing industry. Stanley Associates Engineering Ltd. et Dearborn Environmental Consulting Services (1981). Environmental Protection Service, Environment Canada. Report No EPS 3-WP-81-3: 297 pp.

STANLEY ASS. (1979).

Biological treatment of food processing wastewater design and operations manual. Stanley Associates Engineering Ltd. For the Water Pollution Control Directorate, Environmental Protection Service, Environment Canada. Report No EPS 3-WP-79-7, 216 pp.

STRINGER, D.A. (1985).

Acceptance of single-cell protein for animal feeds. Dans: Comprehensive Biotechnology and Bioengineering. Moo-Young, M. (ed.), Pergamon Press, New-York, 4: 685-694.

SURUCU, G.A. (1975).

Thermophilic aerobic treatment of high strength wastewaters and recovery of protein. Ph.D. Thesis, Univ. of Illinois, Urbana: 155 pp.

SURUCU, G.A., CHIAN, E.S.K. et R.S. ENGELBRECHT (1976).

Aerobic thermophilic treatment of high strength wastewaters. Journal Water Pollution Control Federation, 48(4): 669-679.

SURUCU, G.A., ENGELBRECHT, R.S. et E.S.K. CHIAN (1975).

Thermophilic microbial treatment of high strength wastewaters with simultaneous recovery of single-cell protein. Biotechnology and Bioengineering, 17(11): 1639-1662.

TACON, A.G.J. (1978/1979).

Activated sewage sludge, a potential foodstuff. II. Nutritional characteristics. Agriculture and Environment, 4: 271-279.

TACON, A.G.J. et P.N. FERNS (1978/1979).

Activated sewage sludge, a potential animal foodstuff. I. Proximate and mineral content: seasonal variation. Agriculture and Environment, 4: 257-269.

TANNENBAUM, S.R. (1971).

Single-cell protein, food of the future. *Food Technology*, 25(9): 98.

TANNENBAUM, S.R. (1968).

Factors in the processing of single-cell protein. Dans: *Single-Cell Protein*. Mateles, R.I. et S.R. Tannebaum (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 343-352.

TANNENBAUM, S.R., MATELES, R.I. et G.R. CAPCO (1965).

Processing of bacteria for production of protein concentrates. *World Protein Resources*, American Chemical Society, Washington, D.C.: 254-260.

TANNENBAUM, S.R. et WANG, D.I.C. (ed.) (1975).

Single-cell protein II: second international meeting. M.I.T. Press, Cambridge.

TECHNICON (1978).

Ammonia in water and seawater. Industrial Method #154-71W/B. Technicon Industrial Systems, Tarrytown.

TECHNICON (1977).

Total dissolved organic carbon. Industrial method # 451-76W. Technicon Industrial Systems, Tarrytown.

TECHNICON (1973).

Orthophosphate in water and seawater. Industrial Method #155-71W. Technicon Industrial Systems, Tarrytown.

TECHNICON (non-daté).

Nitrate + Nitrite in water. Industrial Method # 33-69W. Technicon Industrial Systems, Tarrytown.

TÉTREAULT, R. (1982).

L'assainissement des eaux usées industrielles. Eau du Québec, 15(2): 195.

TOM FU, T. et D.W. THAYER (1975).

Comparison of batch and semi-continuous cultures for production of protein from mesquite wood by Brevibacterium sp. JM98A. Biotechnology and Bioengineering, 17: 1749-1760.

TOMLINSON, E.J. (1976a).

The production of single-cell protein from strong organic waste waters from the food and drink processing industries -1. Laboratory cultures. Water Research, 10: 367-371.

TOMLINSON, E.J. (1976b).

The production of single-cell protein from strong organic waste waters from the food and drink processing industries -2. The practical and economic feasibility of a non-aseptic batch culture. Water Research, 10: 372-376.

TONSETH, H.J. et H.B. BERRIDGE (1968).

Removal of protein from industrial waste waters. Effluent Water Treatment Journal, 3: 124-128.

TOPIWALA, M. et C.G. SINCLAIR (1971).

Temperature relationship in continuous culture. Biotechnology and Bioengineering, 13(6): 795-813.

TRAN, F. et D. GANNON (1981a).

Deep shaft high rate aerobic digestion: laboratory and pilot plant performance. Water Pollution Research Journal of Canada, 16: 71-89.

TRAN, F.T. et D. GANNON (1981b).

Deep shaft high rate aerobic digestion: laboratory and pilot plant performance. Dans: Proceedings of the 2nd World Congress of Chemical Engineering, October 4-9, 1981, Montréal, 1: 211-214.

TYAGI, R.D. et D. COUILLARD (1987).

Toxic effects of inhibitors in biological wastewater treatment processes. The Canadian Journal of Chemical Engineering, accepté pour publication.

TYAGI, R.D., COUILLARD, D. et J.P. VILLENEUVE (1986).

Functional design of activated sludge processes with heavy metal inhibition. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 64: 632-638.

U.N.E.P. (1977).

Residue utilization management of agricultural and agro-industrial residues - an overview. United Nations Environment Program, Food and Agricultural Organization of the United Nations, Paris: 24 pp.

van BELLEGEM, M. (1980).

The elimination of organic wastes from surface water. Proceedings of the 13<sup>th</sup> International TVO Conference, Rotterdam, 27 and 28 March 1980: 137-152.

VASEEN, V.A. (1976).

Protein from wastewater. A source of food? Water and Waste Engineering, 13(1): 38-39.

VISMARA, R. (1985).

A model for autothermic aerobic digestion. Water Research, 19(4): 441-447.

WALTER, R.H., SHERMAN, R.M. et D.L. DOWNING (1974).

Reduction in oxygen demand of abattoir effluent by precipitation with metal. Journal of Agriculture and Food Chemistry, 22(6): 1097-1099.

WANG, D.I.C., COONEY, C.L., DEMAIN, A.L., DUNNILL, P., HUMPHREY, A.E. et M.D. LILLY (1979).

Fermentation and enzyme technology. John Wiley & Sons, New-York: 374 pp.

WANG, D.I.C. (1968).

Cell recovery. Dans: Single-cell protein. Mateles, R.I. et S.R. Tannenbaum (ed.). M.I.T. Press, Cambridge: 217-228.

WARE, S.A. (1977).

Single-cell protein and other food recovery technologies from waste. Municipal Environmental Research Lab., Cincinnati. Publication No PB-270 085, Report no EPA-600/8-77-007: 128 pp.

WEIERS, W. et R. FISCHER (1978).

The disposal and utilisation of abattoir waste in the european communities. Prepared for the Commission of the European Communities, Graham et Trotman Ltd., London: 148 pp.

WIESMANN, U. et H. BINDER (1982).

Biomass separation from liquids by sedimentation and centrifugation. Dans: Reaction Engineering. Advances in Biochemical Engineering. A. Fiechter (ed.), Springer-Verlag, Berlin: 119-171.

WILSON, C.L. (1968).

Concluding remarks. Dans: Single-Cell Protein. Mateles, R.I. and S.R. Tannenbaum (ed.), M.I.T. Press, Cambridge: 457-461.

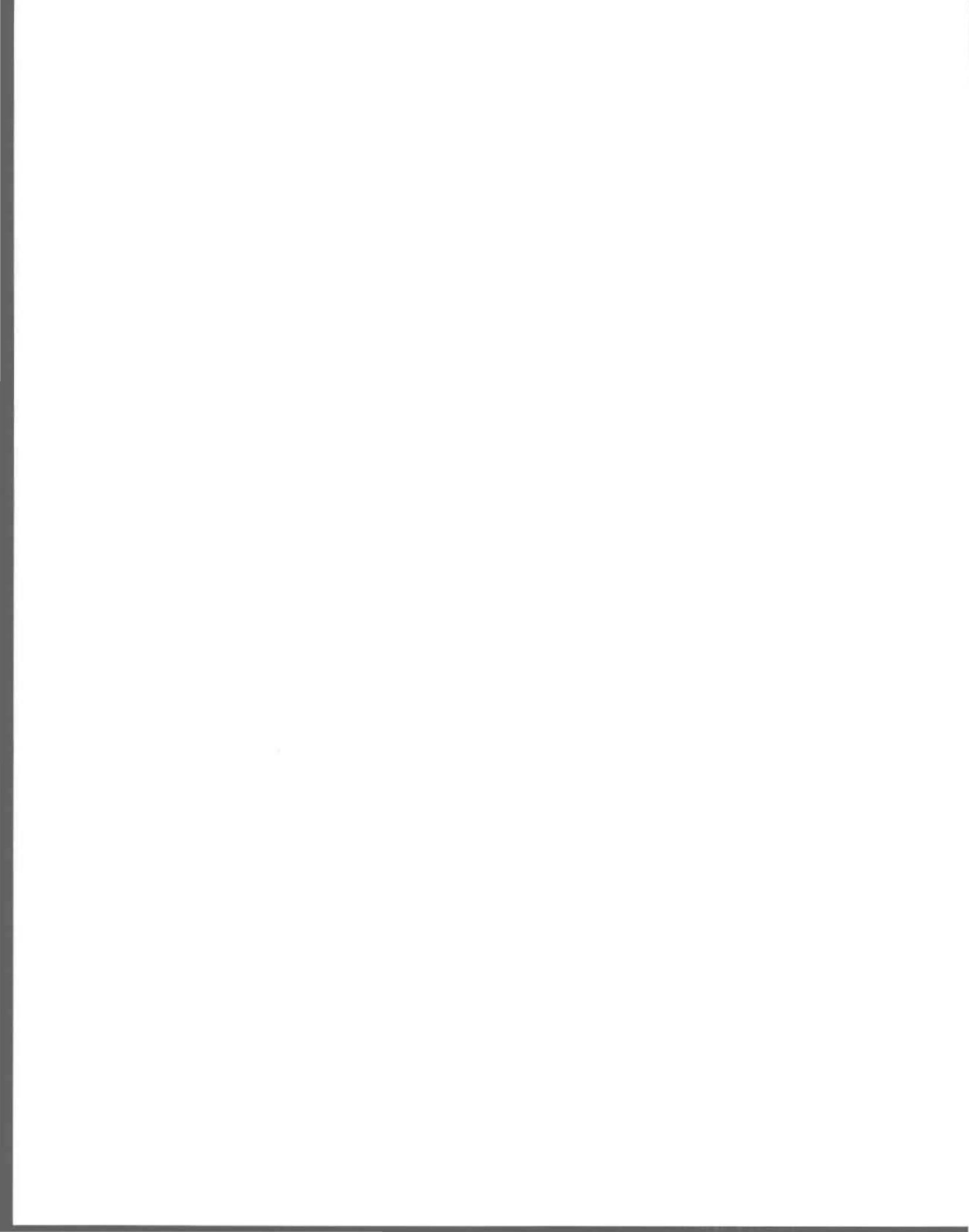
WOLINSKI, W. et A. BRUCE (1984).

Thermophilic oxidative sludge digestion; A critical assessment of performance and costs. European Sewage and Refuse Symposium. EWPCA Symposium, Munich: 385-408.

YOUNG, V.R. et N.S. SCRIMSHAW (1975).

Clinical studies on the nutritional values of single-cell proteins. Dans:  
Single-cell protein II. Tannenbaum, S.R. et D.I.C. Wang (ed.), M.I.T.  
Press, Cambridge: 564-586.

**ANNEXE 1**



ANNEXE 1 Résultats des analyses des échantillons à 45°C

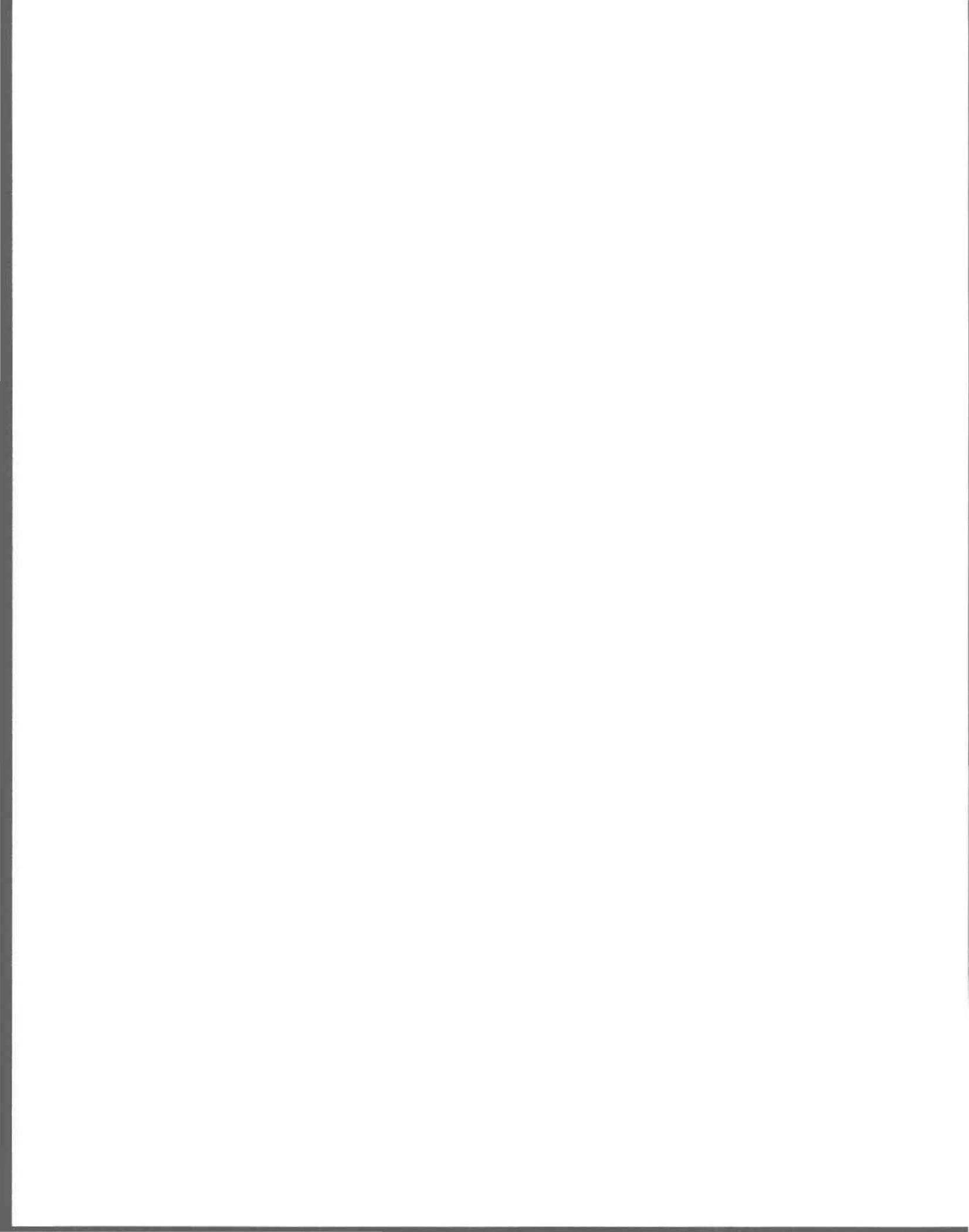
Echantillon*	Date	pH	Cond (mV)	MeS (ppm)	MVeS (ppm)	COD (ppm)	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (ppm)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (ppm)
T-45-24-1a	4-08	8,60	-88	434,3	420,0	40,0	3,65	101,0
T-45-24-1b	4-08	8,60	-88	402,9	380,0	---	---	---
A-45-24-1a	4-08	7,01	3	57,1	57,1	291	14,58	65,5
A-45-24-1b	4-08	7,01	3	---	---	298	---	---
T-45-24-2a	4-08	8,70	-94	394,3	385,7	37,4	3,57	103,0
T-45-24-2b	4-08	8,70	-94	465,7	440,0	---	---	---
T-45-24-3a	4-08	8,63	-91	420,0	382,9	43,7	3,82	100,0
T-45-24-3b	4-08	8,63	-91	388,6	380,0	---	---	---
A-45-24-2a	5-08	6,74	16	51,4	45,7	364	14,46	83,0
A-45-24-2b	5-08	6,74	16	74,3	42,9	359	---	---
T-45-24-4a	5-08	8,55	-87	397,1	388,6	39,8	3,86	105,0
T-45-24-4b	5-08	8,55	-87	437,1	411,4	41,3	---	---
T-45-24-5a	5-08	8,87	-101	408,6	385,7	36,4	3,95	103,4
T-45-24-5b	5-08	8,87	-101	474,3	425,7	38,2	---	---
T-45-18-1a	7-08	8,54	-89	494,3	451,4	35,1	1,96	111,0
T-45-18-1b	7-08	8,54	-89	505,7	468,6	37,4	---	---
A-45-18-1a	7-08	6,87	7	40,0	40,0	350	14,79	71,0
A-45-18-1b	7-08	6,87	7	42,9	40,0	332	---	---
T-45-18-2a	7-08	8,54	-88	382,9	371,4	25,8	2,79	95,0
T-45-18-2b	7-08	8,54	-88	362,9	342,9	26,4	---	---
T-45-18-3a	8-08	8,52	-88	537,1	488,6	28,0	2,70	113,0
T-45-18-3b	8-08	8,52	-88	542,9	482,9	---	---	---
A-45-18-2a	8-08	7,00	0	60,0	58,6	364	8,61	67,0
A-45-18-2b	8-08	7,00	0	---	---	358	---	---
T-45-18-4a	8-08	8,63	-94	520,0	471,4	28,8	2,75	114,0
T-45-18-4b	8-08	8,63	-94	505,7	468,6	---	---	---
T-45-18-5a	8-08	8,63	-93	505,7	465,7	33,4	1,87	111,0
T-45-18-5b	8-08	8,63	-93	511,4	480,0	---	---	---
T-45-12-1a	11-08	8,41	-82	417,1	385,7	32,5	1,50	133,6
T-45-12-1b	11-08	8,41	-82	434,3	405,7	---	---	---
A-45-12-1a	11-08	6,98	1	78,6	75,7	377	14,19	84,5
A-45-12-1b	11-08	6,98	1	---	---	---	---	---
T-45-12-2a	11-08	8,51	-87	445,7	402,9	32,1	1,45	136,6
T-45-12-2b	11-08	8,51	-87	405,7	380,0	---	---	---
A-45-12-2a	11-08	6,89	6	214,3	202,9	387	14,82	63,2
A-45-12-2b	11-08	6,89	6	228,6	217,1	---	---	---
T-45-12-3a	11-08	8,53	-89	348,6	320,0	33,5	1,41	134,0
T-45-12-3b	11-08	8,53	-89	451,4	408,6	---	---	---
T-45-12-4a	11-08	8,52	-88	562,9	517,1	33,2	1,33	136,6
T-45-12-4b	11-08	8,52	-88	488,6	451,4	---	---	---
T-45-12-5a	11-08	8,49	-86	420,0	397,1	32,2	1,28	133,0
T-45-12-5b	11-08	8,49	-86	354,3	342,9	---	---	---
T-45-6-1a	12-08	8,16	-70	671,4	622,9	57,0	2,35	136,6
T-45-6-1b	12-08	8,16	-70	665,7	645,7	---	---	---
A-45-6-1a	12-08	6,67	14	72,9	70,0	369	15,06	73,0
A-45-6-1b	12-08	6,67	14	---	---	---	---	---

ANNEXE 1 (suite)

Echantillon	Date	pH	Cond mV	MeS (ppm)	MVeS (ppm)	COD (ppm)	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (ppm)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (ppm)
T-45-6-2a	12-08	8,28	-78	717,1	671,4	51,4	2,22	137,4
T-45-6-2b	12-08	8,28	-78	702,9	662,9	---	---	---
T-45-6-3a	12-08	8,30	-79	674,3	645,7	63,3	2,43	137,4
T-45-6-3b	12-08	8,30	-79	680,0	648,6	---	---	---
T-45-6-4a	12-08	8,27	-75	680,0	637,1	69,7	2,52	138,0
T-45-6-4b	12-08	8,27	-75	640,0	611,4	---	---	---
T-45-6-5a	12-08	8,30	-78	668,6	640,0	74,2	3,39	139,0
T-45-6-5b	12-08	8,30	-78	668,6	640,0	---	---	---
T-45-12B-1a	14-08	8,45	-86	491,4	465,7	36,5	2,22	145,0
T-45-12B-1b	14-08	8,45	-86	474,3	448,6	---	---	---
A-45-12B-1a	14-08	6,71	13	58,6	57,1	344	14,79	80,0
A-45-12B-1b	14-08	6,71	13	---	---	368	14,79	81,0
T-45-12B-2a	14-08	8,54	-90	482,9	445,7	35,1	2,18	145,0
T-45-12B-2b	14-08	8,54	-90	480,0	440,0	---	---	---
T-45-12B-3a	14-08	8,50	-89	491,4	457,1	35,0	2,18	144,0
T-45-12B-3b	14-08	8,50	-89	474,3	428,6	---	---	---
T-45-12B-4a	14-08	8,50	-89	485,7	454,3	34,0	2,18	147,0
T-45-12B-4b	14-08	8,50	-89	474,3	428,6	---	---	---
T-45-12B-5a	14-08	8,51	-89	454,3	434,3	33,5	2,36	145,0
T-45-12B-5b	14-08	8,51	-89	485,7	445,7	---	---	---

\* Explication: T: effluent traité (A: affluent non-traité)  
 45: température de 45°C  
 12B: temps de séjour de 24 heures, second essai  
 1a: échantillon no 1, premier duplicata

**ANNEXE 2**



ANNEXE 2 Résultats des analyses des échantillons à 52°C

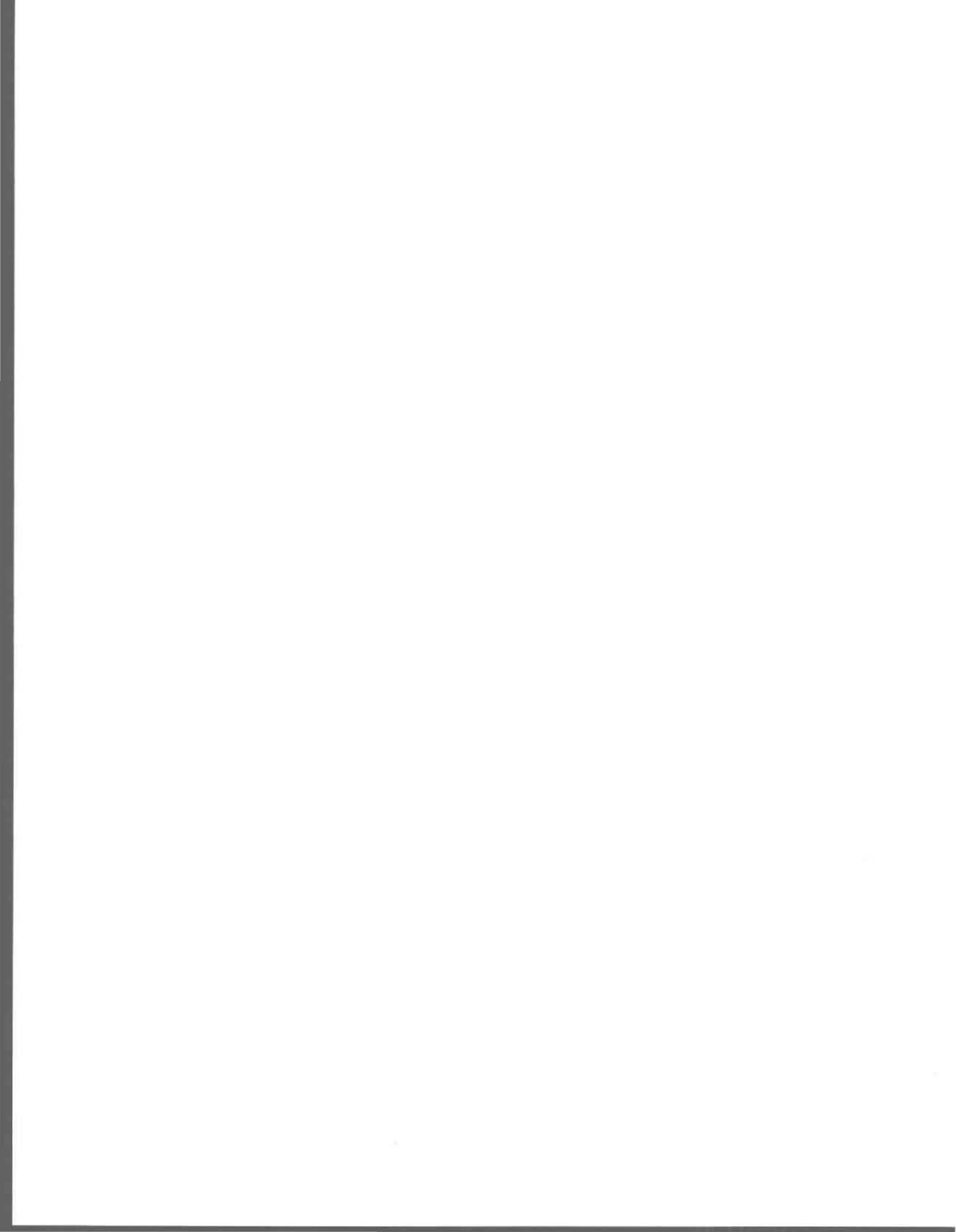
Echantillon*	Date	pH	Cond (mV)	MeS (ppm)	MVeS (ppm)	COD (ppm)	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (ppm)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (ppm)
T-52-30-1a	20-08	8,62	-97	434,3	402,9	35,9	3,63	75,0
T-52-30-1b	20-08	8,62	-97	422,9	385,7	---	---	---
A-52-30-1a	20-08	6,98	1	70,0	61,4	395	14,10	106,0
A-52-30-1b	20-08	6,98	1	---	---	408	13,74	104,6
T-52-30-2a	20-08	8,69	-100	445,7	400,0	36,9	3,83	71,0
T-52-30-2b	20-08	8,69	-100	425,7	380,0	---	---	---
T-52-30-3a	20-08	8,63	-98	440,0	400,0	35,3	3,63	75,6
T-52-30-3b	20-08	8,63	-98	440,0	391,4	---	---	---
T-52-30-4a	21-08	8,70	-101	400,0	374,3	30,5	2,87	75,0
T-52-30-4b	21-08	8,70	-101	397,1	360,0	---	---	---
A-52-30-2a	21-08	6,95	1	68,6	60,0	364	13,17	107,0
A-52-30-2b	21-08	6,95	1	---	---	379	13,05	108,0
T-52-30-5a	21-08	8,72	-102	385,7	348,6	30,3	2,62	73,0
T-52-30-5b	21-08	8,72	-102	377,1	351,4	---	---	---
T-52-24-1a	22-08	8,68	-98	451,4	414,3	31,3	2,70	85,0
T-52-24-1b	22-08	8,68	-98	474,3	431,4	---	---	---
A-52-24-1a	22-08	6,74	10	74,3	72,8	425	14,10	127,6
A-52-24-1b	22-08	6,74	10	---	---	446	14,10	129,6
T-52-24-2a	22-08	8,64	-99	474,3	445,7	31,5	3,21	89,0
T-52-24-2b	22-08	8,64	-99	480,0	440,0	---	---	---
T-52-24-3a	23-08	8,62	-97	400,0	374,3	32,0	3,21	87,6
T-52-24-3b	23-08	8,62	-97	417,1	365,7	---	---	---
A-52-24-2a	23-08	6,86	3	60,0	58,6	407	12,57	134,0
A-52-24-2b	23-08	6,86	3	---	---	423	12,67	137,0
T-52-24-4a	23-08	8,67	-100	---	---	30,9	---	---
T-52-24-4b	23-08	8,67	-100	---	---	---	---	---
T-52-18-1a	25-08	8,57	-91	488,6	460,0	29,8	---	---
T-52-18-1b	25-08	8,57	-91	497,1	462,9	---	---	---
A-52-18-1a	25-08	6,77	13	57,1	50,0	410	---	---
A-52-18-1b	25-08	6,77	13	---	---	431	---	---
T-52-18-2a	25-08	8,64	-95	491,4	454,3	29,8	---	---
T-52-18-2b	25-08	8,64	-95	497,1	474,3	---	---	---
T-52-18-3a	25-08	8,67	-97	471,4	454,3	29,2	---	---
T-52-18-3b	25-08	8,67	-97	468,6	442,9	---	---	---
T-52-18-4a	25-08	8,67	-97	454,3	417,1	29,3	---	---
T-52-18-4b	25-08	8,67	-97	451,4	428,6	---	---	---
T-52-18-5a	25-08	8,68	-97	454,3	408,6	29,1	---	---
T-52-18-5b	25-08	8,68	-97	437,1	402,9	---	---	---
A-52-18-2a	25-08	6,77	13	60,0	48,6	399	---	---
A-52-18-2b	25-08	6,77	13	---	---	399	---	---
T-52-12-1a	25-08	8,52	-90	468,6	417,1	33,5	---	---
T-52-12-1b	27-08	8,52	-90	471,4	437,1	---	---	---
A-52-12-1a	27-08	6,67	17	55,7	55,7	429	---	---
A-52-12-1b	27-08	6,67	17	---	---	443	---	---
T-52-12-2a	27-08	8,62	-95	460,0	422,9	33,2	---	---
T-52-12-2b	27-08	8,62	-95	454,3	384,3	---	---	---
T-52-12-3a	27-08	8,57	-92	451,4	408,6	30,2	---	---

ANNEXE 2 (suite)

Echantillon	Date	pH	Cond mV	MeS (ppm)	MVeS (ppm)	COD (ppm)	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (ppm)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (ppm)
T-52-12-3b	27-08	8,57	-92	420,0	388,6	---	---	---
T-52-12-4a	27-08	8,58	-93	---	---	32,3	---	---
T-52-12-4b	27-08	8,58	-93	471,4	414,3	---	---	---
T-52-12-5a	27-08	8,60	-94	440,0	402,9	32,8	---	---
T-52-12-5b	27-08	8,60	-94	451,4	414,3	---	---	---
A-52-12-2a	27-08	6,79	11	134,3	124,3	455	---	---
A-52-12-2b	27-08	6,79	11	---	---	452	---	---
T-52-6-1a	28-08	8,33	-75	591,1	540,0	51,1	1,46	145,0
T-52-6-1b	28-08	8,33	-75	600,0	534,3	---	---	---
T-52-6-2a	28-08	8,39	-79	597,1	514,3	42,3	1,46	140,0
T-52-6-2b	28-08	8,39	-79	597,1	528,6	---	---	---
A-52-6-1a	28-08	6,79	15	95,7	88,6	429	15,81	87,6
A-52-6-1b	28-08	6,79	15	---	---	405	15,48	90,0
T-52-6-3a	28-08	--	--	591,4	534,3	40,9	1,46	139,0
T-52-6-3b	28-08	--	--	591,4	540,0	---	---	---
T-52-6-4a	28-08	8,42	-80	594,3	517,1	42,8	1,55	147,4
T-52-6-4b	28-08	8,42	-80	617,1	560,0	---	---	---
T-52-6-5a	28-08	8,39	-80	605,7	531,4	40,4	1,55	146,4
T-52-6-5b	28-08	8,39	-80	602,9	537,1	---	---	---
A-52-6-2a	28-08	6,86	10	77,1	68,6	419	15,36	92,4
A-52-6-2b	28-08	6,86	10	---	---	442	15,36	92,4
T-52-18B-1a	1-09	8,45	-89	562,9	505,7	33,2	3,13	111,0
T-52-18B-1b	1-09	8,45	-89	551,4	502,9	---	---	---
A-52-18B-1a	1-09	6,68	17	80,0	78,6	417	14,67	122,0
A-52-18B-1b	1-09	6,68	17	---	---	408	14,91	122,0
T-52-18B-2a	1-09	8,44	-89	545,7	500,0	33,3	3,13	111,0
T-52-18B-2b	1-09	8,44	-89	554,3	502,9	---	---	---
T-52-18B-3a	1-09	8,46	-90	554,3	514,3	35,0	3,75	108,6
T-52-18B-3b	1-09	8,46	-90	568,6	494,3	---	---	---
T-52-18B-4a	1-09	8,52	-94	545,7	485,7	33,0	3,42	105,4
T-52-18B-4b	1-09	8,52	-94	545,7	497,1	---	---	---
T-52-12B-1a	2-09	8,36	-85	531,4	508,6	43,3	2,40	115,0
T-52-12B-1b	2-09	8,36	-85	528,6	494,3	---	---	---
A-52-12B-1a	2-09	6,67	17	60,0	60,0	446	14,91	119,0
A-52-12B-1b	2-09	6,67	17	---	---	441	15,03	122,0
T-52-12B-2a	2-09	8,38	-86	534,3	502,9	40,6	2,49	121,0
T-52-12B-2b	2-09	8,38	-86	514,3	482,9	---	---	---
T-52-12B-3a	2-09	8,43	-89	520,0	485,7	40,0	2,49	118,4
T-52-12B-3b	2-09	8,43	-89	522,9	485,7	---	---	---
T-52-12B-4a	2-09	8,43	-89	500,0	482,9	46,3	2,49	117,6
T-52-12B-4b	2-09	8,43	-89	---	---	---	---	---

\* Explication: T: effluent traité (A: affluent non-traité)  
 52: température de 52°C  
 18B: temps de séjour de 18 heures, second essai  
 1a: échantillon no 1, premier duplicata

**ANNEXE 3**



ANNEXE 3 Résultats des analyses des échantillons à 58°C

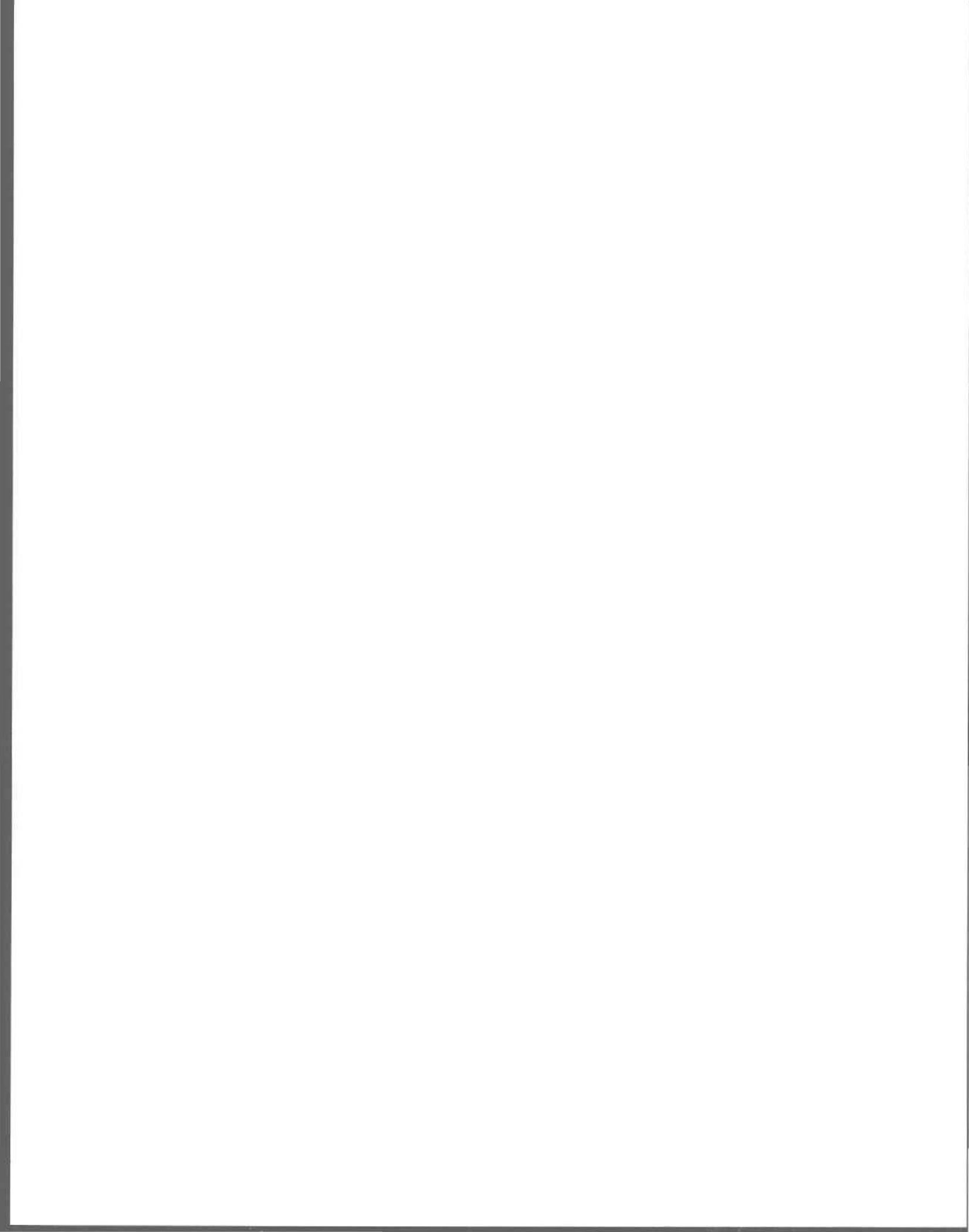
Echantillon*	Date	pH	Cond (mV)	MeS (ppm)	MVeS (ppm)	COD (ppm)	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (ppm)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (ppm)
A-58-30-1a	4-09	6,64	19	50,0	41,4	441	15,06	135,6
A-58-30-1b	4-09	6,64	19	---	---	433	14,94	---
T-58-30-1a	5-09	8,55	-98	345,7	311,4	47,7	2,71	66,6
T-58-30-1b	5-09	8,55	-98	345,7	314,3	---	---	---
T-58-30-2a	5-09	8,54	-98	328,6	314,3	48,3	2,71	---
T-58-30-2b	5-09	8,54	-98	334,3	317,1	---	---	---
T-58-30-3a	5-09	8,55	-97	328,6	311,4	52,8	2,71	65,0
T-58-30-3b	5-09	8,55	-97	311,4	305,7	---	---	---
A-58-30-2a	5-09	6,75	12	42,9	35,7	468	15,42	140,0
A-58-30-2b	5-09	6,75	12	---	---	488	15,81	---
T-58-24-1a	8-09	8,43	-92	348,6	334,3	83,2	4,94	86,4
T-58-24-1b	8-09	8,43	-92	374,3	354,3	---	---	---
A-58-24-1a	8-09	6,70	14	44,3	44,3	566	14,58	194,0
A-58-24-1b	8-09	6,70	14	---	---	493	9,27	193,0
T-58-24-2a	8-09	8,49	-94	342,9	331,4	89,4	3,01	84,0
T-58-24-2b	8-09	8,49	-94	362,9	345,7	---	---	---
T-58-24-3a	8-09	8,39	-89	371,4	357,1	87,1	2,80	82,4
T-58-24-3b	8-09	8,39	-89	414,3	382,9	---	---	---
T-58-18-1a	10-09	8,43	-89	502,9	462,9	134,7	3,31	93,2
T-58-18-1b	10-09	8,43	-89	508,6	468,6	---	---	---
T-58-18-2a	10-09	8,47	-93	488,6	451,4	149,0	3,26	95,6
T-58-18-2b	10-09	8,47	-93	471,4	454,3	---	---	---
T-58-18-3a	10-09	8,49	-93	525,7	491,4	127,5	3,39	96,6
T-58-18-3b	10-09	8,49	-93	514,3	491,4	---	---	---
A-58-18-1a	10-09	6,57	23	72,9	70,0	554	15,54	167,2
A-58-18-1b	10-09	6,57	23	---	---	498	15,81	169,0
T-58-18-4a	10-09	8,52	-95	---	---	120,2	3,09	94,0
T-58-18-4b	10-09	8,52	-95	525,7	480,0	---	---	---
T-58-18-5a	10-09	8,47	-92	528,6	482,9	104,2	3,22	94,8
T-58-18-5b	10-09	8,47	-92	531,4	482,9	---	---	---
T-58-12-1a	15-09	8,43	-88	485,7	448,6	94,3	3,35	122,8
T-58-12-1b	15-09	8,43	-88	431,4	397,1	---	---	---
A-58-12-1a	16-09	6,75	16	108,6	104,3	503	15,18	170,6
A-58-12-1b	16-09	6,75	16	---	---	519	15,18	173,4
T-58-12-2a	16-09	8,38	-84	500,0	460,0	103,5	3,09	116,8
T-58-12-2b	16-09	8,38	-84	514,3	474,3	---	---	---
T-58-12-3a	16-09	8,39	-84	500,0	457,1	103,5	3,09	114,2
T-58-12-3b	16-09	8,39	-84	522,9	485,7	---	---	---
T-58-12-4a	16-09	8,38	-84	505,7	460,0	102,0	3,05	116,0
T-58-12-4b	16-09	8,38	-84	508,6	462,9	---	---	---
T-58-12-5a	16-09	8,39	-84	497,1	454,3	101,0	3,01	114,2
T-58-12-5b	16-09	8,39	-84	474,3	425,7	---	---	---
T-58-6-1a	17-09	8,24	-75	477,1	457,1	217	3,94	162,8
T-58-6-1b	17-09	8,24	-75	460,0	442,9	---	---	---
A-58-6-1a	17-09	6,70	18	117,1	107,1	437	15,42	185,0
A-58-6-1b	17-09	6,70	18	---	---	525	15,54	181,4
T-58-6-2a	17-09	8,26	-77	471,4	457,1	229	3,97	159,2

ANNEXE 3 (suite)

Echantillon	Date	pH	Cond mV	MeS (ppm)	MVeS (ppm)	COD (ppm)	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (ppm)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (ppm)
T-58-6-2b	17-09	8,26	-77	465,7	440,0	---	---	---
T-58-6-3a	17-09	8,28	-78	462,9	434,3	227	3,86	159,2
T-58-6-3b	17-09	8,28	-78	454,3	425,7	---	---	---
T-58-6-4a	17-09	8,26	-77	451,4	431,4	223	3,86	160,0
T-58-6-4b	17-09	8,26	-77	440,0	425,7	---	---	---
T-58-6-5a	17-09	8,30	-79	417,1	405,7	223	3,86	157,4
T-58-6-5b	17-09	8,30	-79	445,7	422,9	---	---	---
T-58-24B-1a	19-09	8,46	-91	602,9	557,1	111,2	3,86	86,4
T-58-24B-1b	19-09	8,46	-91	605,7	565,7	---	---	---
A-58-24B-1a	19-09	6,96	-1	74,3	72,9	567	14,82	194,0
A-58-24B-1b	19-09	6,96	-1	---	---	559	14,82	193,0
T-58-24B-2a	19-09	8,53	-96	594,3	557,1	111,2	3,90	84,0
T-58-24B-2b	19-09	8,53	-96	585,7	542,9	---	---	---
T-58-24B-3a	19-09	8,51	-94	562,9	525,7	111,2	3,94	82,4
T-58-24B-3b	19-09	8,51	-94	568,6	525,7	---	---	---

\* Explication: T: effluent traité (A: affluent non-traité)  
 58: température de 58°C  
 24B: temps de séjour de 24 heures, second essai  
 1a: échantillon no 1, premier duplicata

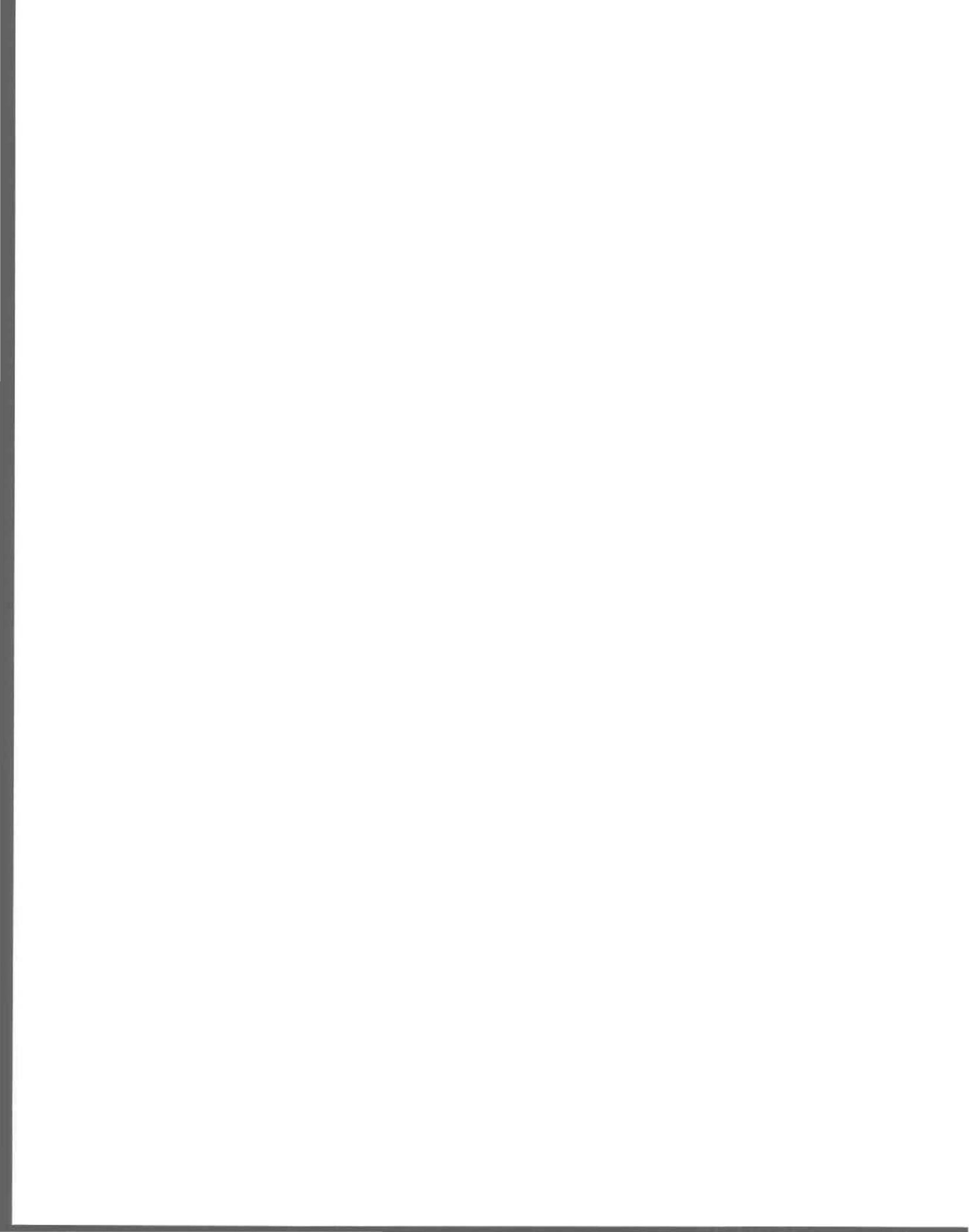
**ANNEXE 4**



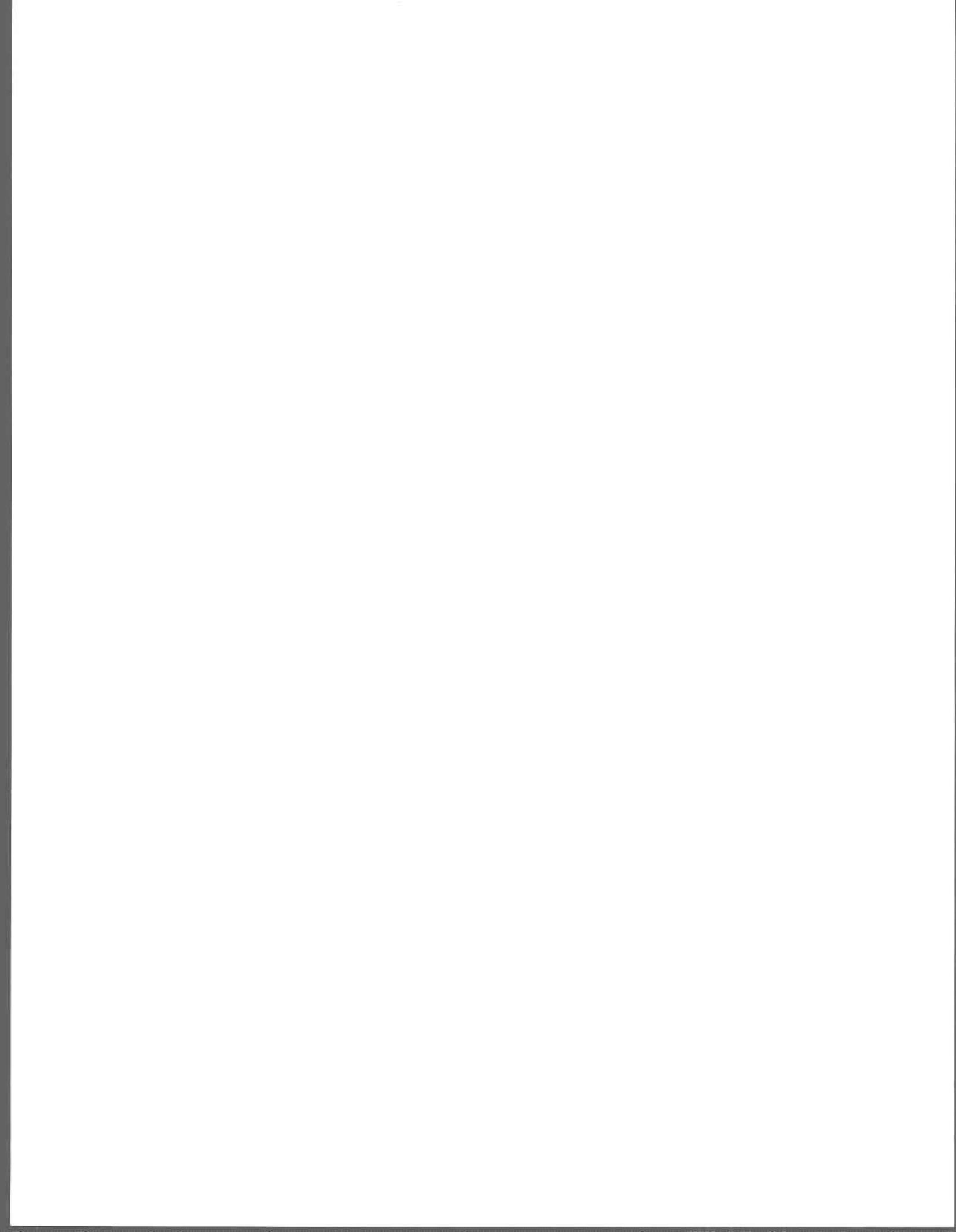
ANNEXE 4 Résultats des analyses de DCO des échantillons composites

Echantillon*	DCO (mg/l)	Echantillon	DCO (mg/l)	Echantillon	DCO (mg/l)
A-45-C	2100	A-52-C	2200	A-58-6+30-C	2200
T-45-6-C	210	T-52-18-C	72	A-58-12+18-C	2620
T-45-12B-C	83	T-52-24-C	73	A-58-24-C	2700
T-45-18-C	81	T-52-12B-C	120	T-58-6-C	770
T-45-24-C	147	T-52-30-C	96	T-58-12-C	320
				T-58-18-C	360
				T-58-24-C	260
				T-58-30-C	140

\*Explication: A: affluent non-traité (T: effluent traité)  
 45: température de 45°C  
 12B: temps de séjour de 24 heures, second essai  
 C: échantillon composite



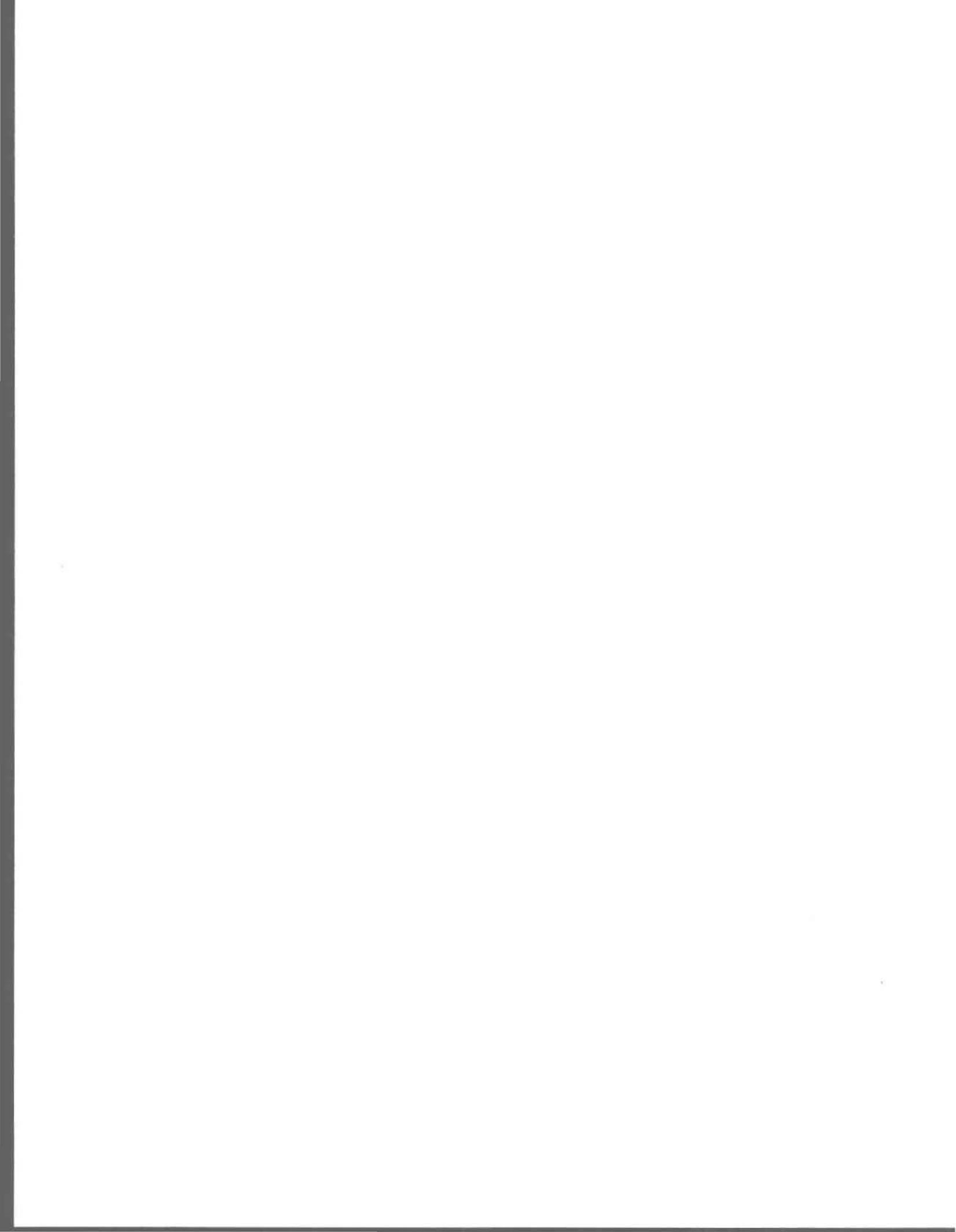
**ANNEXE 5**



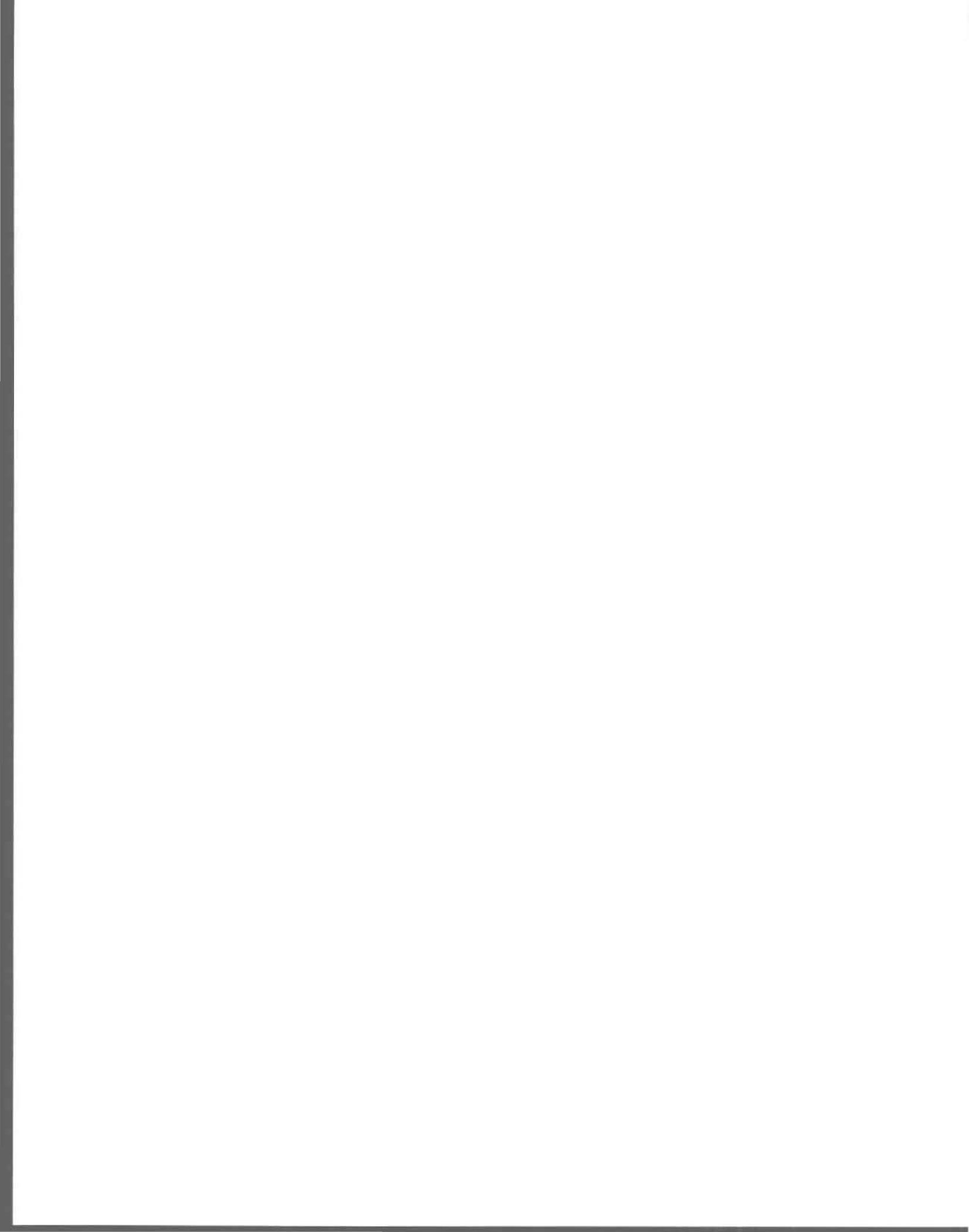
ANNEXE 5 Résultats des analyses du contenu en azote et carbone

Echantillon *	Azote (%)	Carbone (%)
Standard	9,97	68,63
T-45-6a	0,07	47,88
T-45-6b	10,97	46,65
T-45-12-a	10,46	48,07
T-45-12-b	10,27	46,48
T-45-12B-a	11,44	45,89
T-45-12B-b	11,13	45,25
T-45-12-c	10,28	45,62
T-45-18-a	11,24	48,37
T-45-18-b	10,90	46,82
T-45-24-a	10,65	45,86
T-45-24-b	10,58	45,60
T-52-6-a	11,18	46,52
T-52-6-b	11,06	45,40
T-52-12-a	10,82	45,10
T-52-12-b	11,40	46,18
T-52-12B-a	11,70	47,79
Standard	10,69	73,13
Standard	10,47	72,50
Standard	10,34	71,09
Standard	9,50	66,22
T-52-12B-b	11,42	46,44
T-52-18-a	11,05	47,23
T-52-18-b	10,76	45,76
T-52-18B-a	11,61	46,77
T-52-18B-b	11,06	46,45
T-52-24a	10,18	44,45
T-52-24-b	7,30	32,27
T-52-30-a	11,45	44,73
T-52-30-b	11,08	45,19
T-52-24-c	10,48	43,77
T-58-6-a	11,78	48,72
T-58-6-b	11,89	49,78
T-58-12-a	12,32	50,27
T-58-12-b	12,75	50,08
T-58-18-a	11,03	48,18
T-58-18-b	11,48	48,14
T-58-24-a	10,34	46,21
T-58-24-b	10,21	45,41
T-58-30-a	10,77	46,32
T-58-30-b	10,08	69,06

\* Explication: T: biomasse provenant de l'effluent traité  
 45: température de 45°C  
 12B: temps de séjour de 12 heures, second essai  
 b: duplicata



**ANNEXE 6**



ANNEXE 6A Résultats des analyses de la composition en acides aminés de la protéine de la biomasse cultivée à 45°C (échantillon composite, premier duplicata)

Acide aminé	SID 4	Mesure	mg/100 mg	N (%)
Acide aspartique	1,82	5,60	4,41	0,54
Thréonine	1,82	3,32	2,33	0,32
Sérine	1,94	3,34	1,94	0,31
Acide glutamique	1,83	5,93	5,12	0,55
Proline	0,15	0,19	1,55	0,22
Glycine	1,95	5,59	2,31	0,57
Alanine	1,78	6,90	3,72	0,73
Cystine	2,40	0,43	0,45	0,08
Valine	1,88	3,78	2,56	0,36
Méthionine	1,82	2,03	1,79	0,19
Isoleucine	1,75	2,67	2,15	0,27
Leucine	1,81	4,67	3,63	0,45
Tyrosine	1,77	1,90	2,09	0,18
Phénylalanine	1,84	2,49	2,40	0,23
Histidine	1,89	1,06	0,93	0,29
Lysine	2,01	3,55	2,78	0,61
Ammoniaque	1,43	5,37	5,33	1,13
Arginine	1,79	3,02	3,18	1,13
Total	31,68	61,83	48,66	8,14

ANNEXE 6B Résultats des analyses de la composition en acides aminés de la protéine de la biomasse cultivée à 45°C (échantillon composite, second duplicata)

Acide aminé	SID 4	Mesure	mg/100 mg	N (%)
Acide aspartique	1,82	5,73	4,37	0,53
Thréonine	1,82	3,48	2,35	0,33
Sérine	1,94	3,46	1,95	0,31
Acide glutamique	1,83	6,23	5,20	0,56
Proline	0,15	0,13	1,02	0,15
Glycine	1,95	5,76	2,30	0,56
Alanine	1,78	6,68	3,48	0,68
Cystine	2,40	0,25	0,26	0,03
Valine	1,86	3,82	2,50	0,35
Méthionine	1,82	1,86	1,53	0,18
Isoleucine	1,75	2,64	2,03	0,25
Leucine	1,81	4,64	3,49	0,43
Tyrosine	1,77	1,70	1,81	0,18
Phénylalanine	1,84	2,32	2,17	0,21
Histidine	1,89	1,08	0,92	0,28
Lysine	2,01	3,70	2,80	0,61
Ammoniaque	1,43	6,03	5,79	1,23
Arginine	1,79	3,20	3,24	1,16
Total	31,68	62,61	47,23	8,01

ANNEXE 6C Résultats des analyses de la composition en acides aminés de la protéine de la biomasse cultivée à 52°C (échantillon composite, premier duplicata)

Acide aminé	SID 4	Mesure	mg/100 mg	N (%)
Acide aspartique	1,82	6,75	4,22	0,51
Thréonine	1,82	3,74	2,45	0,34
Sérine	1,94	3,36	1,82	0,29
Acide glutamique	1,83	6,59	5,30	0,57
Proline	0,15	0,15	1,14	0,18
Glycine	1,95	6,02	2,32	0,57
Alanine	1,78	7,78	3,90	0,77
Cystine	2,40	0,38	0,38	0,05
Valine	1,86	3,92	2,47	0,35
Méthionine	1,82	1,74	1,43	0,15
Isoleucine	1,75	2,52	1,89	0,23
Leucine	1,81	5,05	3,68	0,45
Tyrosine	1,77	1,80	1,84	0,18
Phénylalanine	1,84	2,53	2,27	0,22
Histidine	1,89	1,14	0,94	0,29
Lysine	2,01	3,51	2,56	0,58
Ammoniaque	1,43	5,50	6,09	1,08
Arginine	1,79	4,01	3,91	1,08
Total	31,68	65,45	47,57	8,15

ANNEXE 6D Résultats des analyses de la composition en acides aminés de la protéine de la biomasse cultivée à 52°C (échantillon composite, second duplicata)

Acide aminé	SID 4	Mesure	mg/100 mg	N (%)
Acide aspartique	1,82	4,86	3,77	0,46
Thréonine	1,82	3,25	2,25	0,31
Sérine	1,94	3,14	1,80	0,29
Acide glutamique	1,83	6,09	5,17	0,56
Proline	0,15	0,15	1,28	0,18
Glycine	1,95	5,24	2,14	0,56
Alanine	1,78	6,86	3,68	0,71
Cystine	2,40	0,31	0,38	0,04
Valine	1,86	3,49	2,33	0,33
Méthionine	1,82	1,48	1,28	0,14
Isoleucine	1,75	2,10	1,68	0,21
Leucine	1,81	4,54	3,47	0,43
Tyrosine	1,77	1,57	1,76	0,15
Phénylalanine	1,84	2,23	2,12	0,20
Histidine	1,89	1,02	0,88	0,27
Lysine	2,01	3,08	2,37	0,52
Ammoniaque	1,43	5,08	4,93	1,05
Arginine	1,79	3,45	3,58	1,24
Total	31,68	57,82	44,69	7,68

ANNEXE 6E Résultats des analyses de la composition en acides aminés de la protéine de la biomasse cultivée à 58°C (échantillon composite, premier duplicata)

Acide aminé	SID 4	Mesure	mg/100 mg	N (%)
Acide aspartique	1,82	4,37	4,03	0,49
Thréonine	1,82	2,76	2,27	0,31
Sérine	1,94	2,73	1,86	0,30
Acide glutamique	1,83	5,39	5,44	0,59
Proline	0,15	0,15	1,43	0,21
Glycine	1,95	4,91	2,37	0,58
Alanine	1,78	5,83	3,68	0,72
Cystine	2,40	0,27	0,34	0,04
Valine	1,86	3,37	2,67	0,32
Méthionine	1,82	1,14	1,14	0,12
Isoleucine	1,75	2,00	1,86	0,23
Leucine	1,81	1,45	4,13	0,51
Tyrosine	1,77	1,47	1,89	0,16
Phénylalanine	1,84	2,01	2,27	0,22
Histidine	1,89	0,82	0,84	0,28
Lysine	2,01	2,80	2,56	0,56
Ammoniaque	1,43	4,75	5,51	1,17
Arginine	1,79	3,14	3,83	1,38
Total	31,68	62,82	48,14	8,23

ANNEXE 6F Résultats des analyses de la composition en acides aminés de la protéine de la biomasse cultivée à 58°C (échantillon composite, second duplicata)

Acide aminé	SID 4	Mesure	mg/100 mg	N (%)
Acide aspartique	1,82	3,39	4,10	0,50
Thréonine	1,82	2,09	2,26	0,31
Sérine	1,94	2,09	1,87	0,30
Acide glutamique	1,83	4,10	5,43	0,59
Proline	0,15	0,10	1,25	0,18
Glycine	1,95	3,65	2,31	0,57
Alanine	1,78	4,40	3,64	0,72
Cystine	2,40	0,18	0,30	0,04
Valine	1,86	2,58	2,68	0,38
Méthionine	1,82	0,89	1,20	0,13
Isoleucine	1,75	1,43	1,77	0,22
Leucine	1,81	3,47	4,14	0,51
Tyrosine	1,77	1,11	1,87	0,18
Phénylalanine	1,84	1,58	2,31	0,22
Histidine	1,89	0,74	1,00	0,31
Lysine	2,01	2,19	2,63	0,57
Ammoniaque	1,43	3,77	5,74	0,22
Arginine	1,79	2,40	3,86	0,38
Total	31,68	40,12	48,35	8,30