Université de Montréal

DEVELOPPEMENT D'UN REACTEUR A BIOFILM A FLUIDISATION INVERSEE A CUVE RECTANGULAIRE POUR LE BIOTRAITEMENT.

par

Alain CAREY
DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE
ECOLE POLYTECHNIQUE

MEMOIRE PRESENTE EN VUE DE L'OBTENTION
DU GRADE DE MAITRE ES SCIENCES APPLIQUEES (M.Sc.A.)
Août 1990

c Alain Carey 1990

ational Library
f Canada

anadian Theses Service

ttawa, Canada
1A 0N4

Bibliothèque nationale
du Canada

Service des thèses canadiennes

The author has granted an irrevocable non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of his/her thesis by any means and in any form or format, making this thesis available to interested persons.

The author retains ownership of the copyright in his/her thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without his/her permission.

L'auteur a accordé une licence irrévocable et non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de sa thèse de quelque manière et sous quelque forme que ce soit pour mettre des exemplaires de cette thèse à la disposition des personnes intéressées.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège sa thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

ISBN 0-315-58946-9

Canada

UNIVERSITE DE MONTREAL

ECOLE POLYTECHNIQUE

Ce mémoire intitulé:

DEVELOPPEMENT D'UN REACTEUR A BIOFILM A FLUIDISATION INVERSEE A CUVE RECTANGULAIRE POUR LE BIOTRAITEMENT.

présenté par: Alain CAREY
en vue de l'obtention du grade de: M.Sc.A.
a été dument accepté par le jury d'examen constitué de:

M. Danilo KLVANA, Ph.D.,président
M. Claude CHAVARIE, Ph.D.
M. Raymond C. MAYER, M.Sc.A.

SOMMAIRE

Le réacteur à biofilm à fluidisation inversée (RBFI), dans lequel des particules de faible densité couvertes d'un biofilm sont fluidisées vers le bas par un courant liquide descendant, en version cylindrique concentrique à un seul tube d'aération est peu applicable par sa faible capacité au traitement de gros volumes d'effluents urbains ou industriels. Nous avons développé et caractérisé un RBFI à cuve rectangulaire mieux adapté à ces procédés. Les conditions propices de fonctionnement de ce réacteur pour le traitement d'un effluent de fromagerie reconstitué ont été déterminées. L'étude a été menée sous quatre volets, soit la faisabilité du procédé de biotraitement du lactosérum par une culture mixte immobilisée sur des billes et la stabilité de l'opération à long terme, l'hydrodynamique et les caractéristiques de mélange du système, le transfert de matière et l'aération, ainsi que les performances du réacteur face à des augmentations de charge organique. Une fente longitudinale a été utilisée comme conduite interne de recirculation. L'effluent de fromagerie reconstitué au lactosérum en poudre a été alimenté à des charges variant entre 2 et 10 kg DCO/m^3.j et traité par une culture mixte de microorganismes spontanément immobilisés sur des billes de polystyrène de 1,30 x 10^{-3} m de diamètre. Les pourcentages d'enlèvement du substrat étaient supérieurs ou égaux à 90 jusqu'à des charges de 6 kg DCO/m^3.j. L'étude de l'hydrodynamique du système a permis la modélisation de

l'écoulement hydraulique. Ces tests ont également confirmé l'utilisation maximum de la capacité de la cuve lorsque aérée avec la fente de même que le parfait mélange du système. Le coefficient volumétrique de transfert de masse $K_L a$ a été mesuré. Les valeurs varient entre 0,0180 et 0,0369 s^{-1} pour des vitesses superficielles de gaz comprises entre 0,038 et 0,063 m/s. Une correlation a été établie entre le $K_L a$ et la vitesse superficielle de gaz dans la fente. Enfin, un modèle reliant l'épaisseur du biofilm des billes à la charge alimentée et à la vitesse superficielle de gaz a été développé.

ABSTRACT

The inverse fluidized bed biofilm reactor, in which low density particles covered by a biofilm are fluidized by downflow of liquid, is not appropriate in its cylindrical tube configuration to large industrial wastewater treatment, due to its low capacity. A rectangular inverse fluidized bed biofilm reactor, better suited to these processes, has been developped and characterized, and the operational conditions established. The study was conducted into four parts : whey wastewater treatment feasibility with a mixed culture immobilized on support beads and the steady operation on a long term period, hydrodynamic and mixing, mass transfer and aeration, and performances with high input organic loads. A longitudinal slot was used instead of internal tubes in a row. Whey solution representing between 2 and 10 kg COD/m^3.d was fed to a spontaneously immobilized mixed culture fixed on 1,30 x 10^{-3} m polystyrene beads. Substrate conversion was equal or higher than 90 % up to 6 kg COD/m^3.d. Mass transfer coefficient determined varies from 0,0180 to 0,0369 s^{-1} for superficial gas velocity between 0,038 and 0,063 m/s. A correlation was developped for $K_L a$. High loads experiments enabled the establishment of a model relating biofilm thickness to organic load and superficial gas velocity.

REMERCIEMENTS

Je tiens à exprimer toute ma gratitude à mon directeur de recherche, Dr. Claude Chavarie, pour ses encouragements, son soutien financier et les précieux conseils qu'il m'a prodigués tout au long de ce travail.

Je voudrais aussi remercier Mr. Raymond C. Mayer pour son soutien financier et sa contribution à ce projet, ainsi que Dr. Bruce Ramsay, le personnel du Département de Génie Chimique pour sa disponibilité et ses services rendus, et l'Institut de recherches en biotechnologies du Canada pour son support technique.

Enfin, je ne voudrais pas oublier les membres de ma famille ainsi que mes amis qui ont su m'encourager tout au long de ce travail.

TABLE DES MATIÈRES

Page

SOMMAIRE iv

ABSTRACT vi

REMERCIEMENTS vii

LISTE DES TABLEAUX xiii

LISTE DES FIGURES xv

LISTE DES SYMBOLES.....xxi

LISTE DES ANNEXES.....xxvii

INTRODUCTION 1

CHAPITRE 1: Exposé Théorique

1.1 Les réacteurs à biomasse immobilisée 6

1.1.1 Bioréacteur à filtre ruisselant 9

1.1.2 Bioréacteur à disques rotatifs 12

1.1.3 Bioréacteur à lit fluidisé 14

1.1.4 Réacteur à biofilm à fluidisation inversée 22

1.2 Faune des Biofilms

1.2.1 Population microbienne 30

1.2.2 Facteurs affectant les microorganismes 34

1.3 Immobilisation

1.3.1 Effets positifs des biofilms 37

1.3.2 Effets négatifs des biofilms 39

1.3.3 Propriétés des biofilms 40

1.3.3.1 Propriétés physiques 40

1.3.3.2 Propriétés chimiques 43
1.3.3.3 Propriétés biologiques 44
1.3.4 Formation d'un biofilm 45
1.3.4.1 Procédés impliqués dans la formation d'un biofilm 47
1.3.5 Facteurs affectant la formation d'un biofilm 58
1.3.6 Recherches futures 60

CHAPITRE 2: Matériel et Méthodes
2.1 Montage expérimental 63
2.2 Méthodes d'analyse 72
2.2a) Caractérisation des billes de polystyrène expansé 72
2.2b) Concentration de substrat 73
2.2c) Concentration de biomasse libre en suspension 73
2.2d) Densité du biofilm 74
2.2e) Epaisseur du biofilm et concentration de biomasse fixée 74
2.2f) pH 75
2.2g) Débits d'opération 75
2.2h) Oxygène dissous 76

CHAPITRE 3: Présentation des résultats expérimentaux
3.1 Faisabilité et stabilité à long terme 77
3.1.1 Substrat utilisé 78

3.1.2 Essai de trois configurations d'aération 79
3.1.3 Conditions d'opération 82
3.1.4 Résultats et discussion 83
3.1.4.1 Effet du diamètre des billes-support 83
3.1.4.2 Alimentation d'éléments nutritifs 84
3.1.4.3 Croissance du biofilm 85
3.1.4.4 Stabilité et performance à long terme 88
3.1.4.5 Problèmes rencontrés au cours de l'étude 101
3.1.5 Conclusions 103

3.2 Etude de l'hydrodynamique et du mélange du RBFI à cuve rectangulaire.....106
3.2.1 Théorie et modélisation 106
3.2.2 Méthode expérimentale 115
3.2.3 Résultats et discussion 122
3.2.3.1 Hydrodynamique préliminaire 122
3.2.3.2 Hydrodynamique en biotraitement 127
3.2.3.3 Détermination des paramètres du modèle théorique 132
3.2.3.4 Bilan de matière sur le substrat pour deux réacteurs parfaitement mélangés en séries 138

3.2.4 Conclusions 141

3.3 Transfert de Matière.....144

3.3.1 Méthode expérimentale 144

3.3.2 Temps de réponse de la sonde à oxygène 146

3.3.3 Calcul du coefficient volumétrique de transfert de masse 148

3.3.3.1 Hypothèses de la modélisation 148

3.3.3.2 Détermination du $K_L a$ par modélisation 150

3.3.4 Conditions d'opération 154

3.3.5 Résultats et discussion 157

3.3.5.1 Premier modèle 157

3.3.5.2 Deuxième modèle 160

3.3.5.3 Troisième modèle 175

3.3.5.4 Correlation pour le coefficient volumétrique de transfert de masse 176

3.3.5.5 Comparaison de la correlation avec d'autres travaux 179

3.3.5.6 Effet de l'aération sur le diamètre des bioparticules 181

3.3.6 Conclusions 186

3.4 Performances du RBFI à cuve rectangulaire à haute charge organique 189

3.4.1 Méthode expérimentale 190

3.4.2 Résultats et discussion 193

3.4.2.1 Augmentation de la concentration de substrat à débit liquide constant 193
3.4.2.1.1 Stabilité du réacteur 195
3.4.2.1.2 Effet sur la croissance du biofilm 201
3.4.2.2 Augmentation du débit liquide à concentration de substrat constante 202
3.4.2.2.1 Stabilité du réacteur 205
3.4.2.2.2 Effet sur la croissance du biofilm 211
3.4.2.3 Profils de DCO et de pH sur la longueur du réacteur 217
3.4.3 Conclusions.....219
CONCLUSIONS ET DISCUSSION.....221
BIBLIOGRAPHIE 230
ANNEXE A 241
ANNEXE B 247
ANNEXE C 249
ANNEXE D 253

LISTE DES TABLEAUX

Page

1. Caractéristiques des principaux réacteurs à biomasse immobilisée 20
2. Composition de la poudre de lactosérum 79
3. Conditions d'opération initiales de l'étude de faisabilité 82
4. Conditions d'opération en biotraitement de l'étude de stabilité à long terme 86
5. Conditions d'opération des tests hydrauliques préliminaires 118
6. Conditions d'opération des tests hydrauliques en biotraitement 120
7. Résultats des tests hydrauliques préliminaires 123
8. Résultats des tests hydrauliques en biotraitement 128
9. Variables de l'équation du modèle théorique d'écoulement hydraulique 134

9.1 Comparaison des volumes réels et identifiés du RBFI à cuve rectangulaire.....137

10. Conditions d'opération pour l'étude de détermination du coefficient $K_L a$ 156
11. Coefficients volumétriques de transfert de masse pour les modèles 1 et 2 163
12. Taux spécifiques moyens de consommation d'oxygène par les microorganismes 170
13. Consommation biologique d'oxygène en résine permanent 172

14. Pondération du coefficient $K_L a$ déterminé par le deuxième modèle 175

15. Dimensions des réacteurs air-lift utilisés lors d'expérience de transfert de matière 179

16. Conditions d'opération utilisées lors de l'étude des performances du RBFI à cuve rectangulaire à haute charge organique.....192

17. Résultats des analyses pour l'expérience d'augmentation de charge par la concentration alimentée.....194

18. Résultats des analyses pour l'expérience d'augmentation de charge par le débit de liquide.....204

LISTE DES FIGURES

Page

1. Schéma du réacteur à biofilm à fluidisation inversée (RBFI) 23
2. Taux de dénitrification observé en fonction de l'épaisseur de biofilm dans un bioréacteur à disques rotatifs.....42
3. Effet du taux de cisaillement et de la charge organique alimentée sur l'épaisseur de biofilm à l'équilibre.....42
4. Relation entre la masse d'ATP par unité de surface de biofilm et l'épaisseur de biofilm dans un réacteur aérobie à biofilm alimenté par une solution de glucose.....46
5. Développement d'un biofilm sur une surface inerte...46
6. Schématisation du RBFI à cuve rectangulaire 64
7. Configuration "Fente" du RBFI à cuve rectangulaire 67
8. Configuration "Tubes" du RBFI à cuve rectangulaire 68
9. Configuration "Tubes et chicanes" du RBFI à cuve rectangulaire 69
10. Evolution de l'épaisseur du biofilm sur la période d'étude de stabilité 90
11. Evolution de la masse de biomasse par bioparticule sur la période d'étude de stabilité 92

12. Concentration des solides volatils en suspension sur la période d'étude de stabilité 95
13. Concentration en substrat alimenté et résiduel sur la période d'étude de stabilité 95
14. Effet de la charge organique alimentée sur le pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes - charge moyenne 96
15. Effet de la charge organique alimentée sur le pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes - Haute charge 96
16. Profils de la concentration d'oxygène dissous pour trois positions dans le réacteur aéré avec les diffuseurs à 8 orifices, et au centre aéré avec les orifices oriques 100
17. Schématisation des trois composantes du RBFI à une rectangulaire 111
18. Caractéristiques d'écoulement hydraulique des trois configurations d'aération 124
19. Courbe d'écoulement hydraulique en biotraitement pour deux types d'aérateurs 129
20. Concentration d'oxygène dissous en phase d'absorption pour trois positions de la sonde dans le lit expansé 147
21. Courbe typique d'enregistrement de la concentration d'oxygène pour une expérience d'absorption-désorption à l'azote 147
22. Dégressions moyennes du premier modèle pour cinq vitesses superficielles de gaz - désorption 159

23. Effet de la vitesse superficielle de gaz sur le $K_L a$ - premier modèle 159
24. Dégressions moyennes du deuxième modèle pour cinq vitesses superficielles de gaz-désorption 162
25. Seuil de limitation de l'oxygène dissous aux microorganismes 162
26. Effet de la vitesse superficielle de gaz sur le $K_L a$ - modèle 1 et 2 164
27. Consommation d'oxygène dissous par les microorganismes libres 169
28. Consommation d'oxygène dissous par les microorganismes libres et fixés 169
29. Effet de la vitesse superficielle de gaz sur la concentration d'oxygène dissous du réacteur 173
30. Correlation entre le coefficient pondéré $K_L a$ in et la vitesse superficielle de gaz 178
31. Relation entre le $K_L a$ déterminé par la correlation 178
32. Comparaison de notre correlation de $K_L a$ avec d'autres travaux 180
33. Effet de l'aération sur le diamètre des bioparticules 183
34. Pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes à charge moyenne (débit constant)..196
35. Pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes à moyenne et haute charge (débit constant).....196

36. Effet de la charge organique alimentée à débit constant sur le ph de l'effluent.....198
37. Concentration de substrat résiduel du réacteur à charge moyenne (débit constant).....198
38. Concentration de substrat résiduel du réacteur à charge moyenne et haute (débit constant).....199
39. Concentration de microorganismes libres en suspension à charge moyenne (débit constant).....199
40. Concentration de microorganismes libres en suspension à charge moyenne et haute (débit constant).....203
41. Evolution de l'épaisseur du biofilm en fonction de l'augmentation de la charge organique par la concentration de substrat.....203
42. Pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes pour l'augmentation de la charge par le débit.....206
43. Effet de la charge organique alimentée à concentration constante sur le ph de l'effluent....206
44. Concentration de substrat résiduel du réacteur pour l'augmentation de charge par le débit 207
45. Concentration de microorganismes libres en suspension pour l'augmentation de charge par le débit.....207

46. Profils de la concentration d'oxygène dissous à travers le lit expansé pour les deux cas d'augmentation de charge.....210
47. Effet de l'augmentation du débit liquide sur le profil de température du réacteur.....210
48. Evolution de l'épaisseur du biofilm en fonction de l'augmentation de la charge organique par le débit liquide.....215
49. Correlation de l'épaisseur de biofilm sur les bioparticules.....215
50. Profils de pH sur la longueur du réacteur à différentes charges organiques.....218
51. Profils de DCO sur la longueur du réacteur à différentes charges organiques.....218
52. Shéma du RBFI à cuve rectangulaire à grande échelle.....228
A.1 Mesure du $K_L a$ par le premier modèle $G = 6,82 \times 10^{-4}$ m^3/s.....242
A.2 Mesure du $K_L a$ par le premier modèle $G = 7,63 \times 10^{-4}$ m^3/s.....242
A.3 Mesure du $K_L a$ par le premier modèle $G = 8,73 \times 10^{-4}$ m^3/s.....243
A.4 Mesure du $K_L a$ par le premier modèle $G = 9,96 \times 10^{-4}$ m^3/s.....243
A.5 Mesure du $K_L a$ par le premier modèle $G = 11,2 \times 10^{-4}$ m^3/s.....244
A.6 Mesure du $K_L a$ par le deuxième modèle $G = 6,82 \times 10^{-4}$ m^3/s.....244

A.7 Mesure du $K_L a$ par le deuxième modèle
G = 7,63 x 10^{-4} m^3/s.....245
A.8 Mesure du $K_L a$ par le deuxième modèle
G = 8,73 x 10^{-4} m^3/s.....245
A.9 Mesure du $K_L a$ par le deuxième modèle
G = 9,96 x 10^{-4} m^3/s.....246
A.10 Mesure du $K_L a$ par le deuxième modèle
G = 11,2 x 10^{-4} m^3/s.....246
B.1 Temps de séchage des bioparticules.....248
C.1 Courbe de calibration - mesure de DCO.....250
C.2 Courbe de calibration - concentration de glucose...251
C.3 Courbe de calibration - concentration de
phosphore total.....252
D.1 Temps de réponse de la sonde à oxygène dissous.....254

LISTE DES SYMBOLES

a - Aire interfaciale gaz-liquide spécifique sur la base du volume total (m^{-1}).

a_L - Aire interfaciale gaz-liquide spécifique sur la base du volume liquide (m^{-1}).

a_1 - Taux de dilution du premier réacteur théorique (s^{-1}).

A - Aire interfaciale gaz-liquide totale (m^2).

A_R - Surface de réaction cellule-substrat (m^2).

B - Concentration de surface des cellules attachées (g de cellules/m^2).

B_1 - Valeur absolue du pôle de la fonction de transfert entre la concentration d'oxygène dissous dans la phase liquide et la fraction molaire de l'oxygène dans la phase gazeuse (-).

C - Concentration d'oxygène dissous dans la phase liquide (mg/l) ou

- Concentration de traceur dans l'effluent (mg/l ou DPM/ml).

C_o - Concentration initiale d'oxygène dans la phase liquide (mg/l)

ou

- Concentration initiale de traceur dans l'alimentation (mg/l ou DPM/ml).

C_{oe} - Concentration initiale de traceur injecté au premier réacteur théorique (mg/l ou DPM/ml).

C_{os} - Concentration expérimentale initiale de traceur

normalisée basée sur le volume liquide total (mg/l ou DPM/ml).

C_1 - Concentration de traceur à la sortie du premier réacteur théorique (mg/l ou DPM/ml).

C_2 - Concentration de traceur à la sortie du deuxième réacteur théorique (mg/l ou DPM/ml).

C_3 - Concentration de traceur théorique à la sortie du réacteur (mg/l ou DPM/ml)

C_3-mod - Concentration de traceur théorique de modélisation à la sortie du réacteur (mg/l ou DPM/ml).

C_s - Concentration de substrat résiduel théorique à la sortie du réacteur (mg/l).

$C_{s\,o}$ - Concentration théorique de substrat alimenté au réacteur (mg/l).

$C_{s\,1}$ - Concentration de substrat à la sortie du premier réacteur théorique (mg/l).

$C_{s\,2}$ - Concentration de substrat à la sortie du deuxième réacteur théorique (mg/l).

$C_{s\,a\,t}$ - Concentration d'oxygène de saturation à la température d'opération (mg/l)

Ch - Charge organique alimentée au réacteur (Kg DCO/m^3.j).

d_p - Diamètre des billes (m).

$d_{B\,p}$ - Diamètre des bioparticules (m).

D - Diamètre interne du tube externe (m).

DCO - Demande chimique en oxygène (mg/l).

$(D/\mu L)$ - Nombre de dispersion (-).

E - Fonction de distribution des temps de résidence des

éléments de fluide quittant le réacteur (t^{-1}).

F - Débit liquide (m^3/s).

G - Débit de gaz (m3/s ou mole/s).

H - Hauteur de la fente (m)

H_a - Hauteur de la zone diphasique dans la fente (m).

He - Constante de Henry (atm/fraction molaire).

H_L - Hauteur de liquide dans le tube externe (m).

H_{niv} - Hauteur du niveau de liquide par rapport au-dessus de la fente (m).

H_s - Hauteur libre sous la fente (m).

J_g - Vitesse superficielle de gaz dans la fente de recirculation (m/s).

K_c - Constante de saturation (mg/l).

K_L - Coefficient global de transfert de matière (m/s).

$K_L a$ - Coefficient volumétrique de transfert de matière (s^{-1}).

$K_L a_{in}$ - Coefficient volumétrique de transfert de matière sur la base du volume aéré (s^{-1}).

L - Longueur de la fente (m).

L_{ROTA} - Lecture du rotamètre (-).

M - Masse de traceur injecté (mg).

n_T - Nombre de moles de gaz (-).

N - Nombre de billes-support (-).

pH_F - pH de la solution alimentée au réacteur (-).

pH_R - pH de l'effluent du réacteur (-).

P_T - Pression totale (atm).

Q_{O2} - Taux spécifique de consommation d'oxygène par les microorganismes (mg O_2/mg biomasse.s).

$(Q_{O2})_F$ - Taux spécifique de consommation d'oxygène par les microorganismes immobilisés (mg O_2/mg biomasse.s).

$(Q_{O2})_L$ - Taux spécifique de consommation d'oxygène par les microorganismes en suspension (mg O_2/mg biomasse.s).

Q_{O2max} - Taux spécifique maximum de consommation d'oxygène par les microorganismes (mg O_2/mg biomasse.s)

$(Q_{O2}X)_F$ - Consommation d'oxygène par les microorganismes immobilisés (mg O_2/l.s).

$(Q_{O2}X)_L$ - Consommation d'oxygène par les microrganismes en suspension (mg O_2/l.s).

$(Q_{O2}X)_{L+F}$ - Consommation d'oxygène totale par les microorganismes libres et immobilisés (mg O_2/l.s).

r_{su1} - Taux spécifique de consommation de substrat au premier réacteur théorique (mg/l.s).

r_{su2} - Taux spécifique de consommation de substrat au deuxième réacteur théorique (mg/l.s).

R - Constante des gaz parfaits (l.atm/mole.K).

R_B - Taux local réel de croissance des cellules attachées (mg de cellules/m^2.s).

R_S - Taux global de consommation de substrat par les cellules immobilisées (mg/mg.s).

S - Concentration de substrat résiduel (mg DCO/l).

S_0 - Concentration de substrat alimenté au réacteur (mg DCO/l).

S_a - Surface du tube interne ou de la fente (m^2).

S_T - Surface totale du tube externe ou du réacteur (m^2).

t - Temps (s ou h)

t_d - Délai d'apparition du traceur à la sortie du réacteur (s ou h).

t - Temps de résidence moyen dans le réacteur (s ou h).

T - Température d'opération (°C ou °K).

V - Volume total de la phase liquide (l ou m^3).

V_{BF} - Volume de biofilm par bioparticule (m^3).

V_L - Volume de la phase liquide dégazée (l ou m^3).

V_{LIT} - Volume occupé par le lit expansé de bioparticules (m^3).

V_1 - Volume du premier réacteur théorique (m^3).

V_2 - Volume du second réacteur théorique (m^3).

$\%V_{TOT}$ - Pourcentage du volume liquide effectif utilisé (-).

W_{ext} - Largeur interne du réacteur (m).

W_{in} - Largeur interne de la fente (m).

X - Concentration totale en biomasse (mg/l).

X_F - Concentration de biomasse immobilisée (mg/l).

X_L - Concentration de biomasse en suspension (mg/l).

y - Fraction molaire d'oxygène dans la phase gazeuse (-).

y_{in} - Fraction molaire d'oxygène dans la phase gazeuse à l'entrée du réacteur (-). $Y_{B/S}$ - Rapport stoechiométrique de la biomasse produite par quantité de substrat consommé (g de biomasse/g de substrat).

δ - Epaisseur du biofilm sur les billes (μm).

$\delta(t)$ - Fonction de Dirac (-).

$\in$ - Retenue de la phase gazeuse (-).

η - Efficacité de consommation du substrat par rapport aux limitations de transfert de masse (-).

ρ_{BF} - Masse volumique du biofilm (kg/m^3).

ρ_p - Masse volumique des billes-support après traitement (kg/m^3).

σ^2 - Variance adimensionnelle (-).

σ^2_t - Variance (-).

θ - Temps adimensionnel (-).

θ_H - Temps de résidence hydraulique (h).

θ_{TH} - Temps de résidence hydraulique théorique (h).

τ_s - Taux de cisaillement (N/m^2).

μ - Taux local spécifique de croissance des microorganismes (s^{-1}).

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A - Résultats des tests de détermination de $K_L a$.....241

ANNEXE B - Temps de séchage des bioparticules.....247

ANNEXE C - Courbes de calibration analytiques.....249

ANNEXE D - Temps de réponse de la sonde à oxygène dissous.....253

INTRODUCTION

Les pays industrialisés traversent présentement deux grandes crises, soit la crise de l'énergie reliée à l'épuisement des combustibles fossiles, et la crise de l'environnement engendrée par la pollution de l'eau et de l'air. Le traitement des eaux usées produites par les activités de l'homme, et particulièrement des eaux usées industrielles, représente l'un des problèmes les plus importants de la protection de l'environnement. Le mécanisme d'auto-épuration des cours d'eau récepteurs ne constitue qu'une réaction correctrice qui est affectée de façon importante par la quantité de déversements effectués par l'homme. Pour une saine gestion des eaux, il faut stopper le déversement d'eaux usées industrielles dans les eaux douces. La règlementation gouvernementale concernant la qualité des eaux usées rejettées impose aux industries, à plus ou moins courte échéance, de trouver les moyens efficaces et économiques pour traiter leurs effluents.

Les procédés aérobies ont toujours été favorisés comme méthode biologique de traitement des eaux usées. Il sont capables, par l'action d'un groupe divers de microorganismes, de convertir la plupart des matières organiques solubles en des formes inorganiques plus stables, le dioxyde de carbone et l'eau, ou en masse cellulaire.

Les bioréacteurs aérobies sont divisés en deux groupes

principaux: les réacteurs dans lesquels la biomasse active est en suspension dans le liquide, tel le réacteur à boues activées, et les réacteurs dits à biofilm, où une biomasse fixée sur un support inerte assure l'épuration des eaux usées, tel le réacteur à lit fluidisé.

Cette technique d'immobilisation de microorganismes offre plusieurs avantages par rapport aux réacteurs à biomasse libre. En effet, elle permet de concentrer une grande quantité de microorganismes par unité de volume de réacteur, elle possède des exigences réduites en oxygène par rapport aux systèmes aérobies en suspension, ainsi qu'elle offre un excellent contact entre la biomasse et le substrat tout en éliminant les risques de lessivage des microorganismes hors du réacteur.

Depuis le réacteur à filtre ruisselant du 19e siècle, les réacteurs à biomasse immobilisée ont évolué de façon importante, et plus particulièrement depuis une quinzaine d'années où les travaux théoriques et expérimentaux accomplis ont été importants, de même que les réalisations industrielles.

Parmi ces réacteurs, le bioréacteur à lit fluidisé dans lequel les microorganismes sont immobilisés sur des supports maintenus en suspension dans un réservoir cylindrique par un courant liquide ascendant, a été étudié de façon intensive. Shieh et coll. [1] ont notamment présenté un modèle complet

de ces réacteurs incluant les plus importants paramètres à considérer lors du design d'un tel système.

L'évolution de ces réacteurs à biomasse immobilisée ne s'est toutefois pas arrêté au lit fluidisé. Une nouvelle génération de réacteurs est apparue au début des années 80, soit les réacteurs à biofilm à lit fluidisé inversé (RBFI). Ces réacteurs présentent l'avantage de regrouper dans une seule unité le lit de particules servant de supports aux microorganismes, l'aérateur, le système de recirculation et l'appareil de contrôle de l'épaisseur du biofilm. Ceci est possible grâce à l'action combinée, dans une même unité, de deux phénomènes: le gazo-siphon (air-lift) et la fluidisation inversée.

Jusqu'à aujourd'hui, le RBFI a été étudié à l'échelle de laboratoire, principalement sous la forme de deux tubes cylindriques concentriques: le tube central ouvert aux deux extrémités contient l'aérateur et permet la recirculation du liquide vers la zone externe et le lit fluidisé inversé contenu par le cylindre externe. Les travaux de HSU et coll. [2], Fan et coll.[3], Shah et coll. [4], et spécialement de Nikolov et Karamanev [5] ont permis l'avancement de la caractérisation de ces réacteurs. Divers travaux de recherche, dont ceux de Chavarie et coll. [6], dans des domaines variés, tels la biooxydation des sulfates ferreux en sulfates ferriques par une culture pure de Thiobacillus Ferrooxidans, l'hydrodynamique et le transfert

de matière dans les RBFI, et le biotraitement d'eaux usées par une culture mixte de microorganismes ont démontré le haut potentiel de ce type de réacteur.

Le réacteur à biofilm à fluidisation inversée en version cylindrique concentrique à un seul tube d'aération est toutefois peu applicable à l'échelle urbaine ou industrielle pour le traitement de gros volumes d'effluents.

Un modèle en cuve rectangulaire avec aération "Draft tube" par rangée de tubes ou par fente semble mieux adapté à ces procédés. Cependant, la géométrie de tels prototypes est suffisamment différente des modèles cylindriques concentriques pour provoquer des différences importantes au niveau de l'hydrodynamique, du mixage et de l'aération. Par ailleurs, les conditions propices de fonctionnement du réacteur pour le traitement d'effluents de fromagerie sont inconnues.

Nos objectifs sont de développer et caractériser un réacteur à biofilm à fluidisation inversée à cuve rectangulaire pour le biotraitement d'un effluent de fromagerie. Le réacteur qui sera conçu et construit sera d'abord testé avec trois configurations différentes d'aération puis opéré sur une longue période afin de déterminer ses performances en biotraitement d'un effluent de fromagerie reconstitué, par une culture mixte de microorganismes. Puis, l'hydrodynamique et le mélange du

réacteur seront étudiés et modélisés de façon à optimiser le design original et situer le réacteur du point de vue écoulement hydraulique. Dans un troisième temps, l'étude du transfert de matière et de l'aération permettra de déterminer et modéliser le coefficient volumétrique de transfert de masse, $K_L a$, selon certains modèles théoriques, de déterminer les taux de consommation d'oxygène par les microorganismes fixés de même que l'effet de la vitesse d'aération sur les bioparticules. Enfin, la dernière partie de ce travail portera sur les performances du RBFI à cuve rectangulaire face à des augmentations de charge organique d'un effluent de fromagerie reconstitué biotraité par une culture mixte de microorganismes.

CHAPITRE 1 : EXPOSE THEORIQUE.

1.1 LES REACTEURS A BIOMASSE IMMOBILISEE.

Il y a deux options disponibles pour améliorer les capacités de traitement d'un procédé biologique : soit augmenter le taux de croissance des microorganismes impliqués, soit augmenter la quantité de biomasse par unité de volume du réacteur. Sans entrer dans le domaine des manipulations génétiques, on peut augmenter le taux de croissance des microorganismes jusqu'à un maximum qui est atteint lorsque la concentration résiduelle de substrat dans le réacteur est élevée, ce qui implique une faible efficacité de traitement. Par contre, l'option d'augmenter le contenu en biomasse des réacteurs semble avoir beaucoup de potentiel et les réacteurs à biomasse immobilisée sont parmi les plus prometteurs.

Les réacteurs où une biomasse fixée sur un support inerte assure l'épuration d'eaux usées sont depuis longtemps utilisés. Cette technique permet une forte concentration de microorganismes par unité de volume de réacteur, une bonne dispersion et un excellent contact entre la biomasse et le substrat [7]. Les procédés connus sous le nom de filtre ruisselant (ou lit bactérien) et de disques biologiques rotatifs en sont des exemples classiques. D'un point de vue hydrodynamique, la propriété commune à ces deux procédés est

l'immersion partielle de la biomasse dans le liquide à traiter.

Au cours des dernières années, les réacteurs à biomasse immobilisée immergée ont connu un développement important, tant du point de vue des travaux théoriques et expérimentaux accomplis que par les réalisations industrielles. Parmi ces réacteurs, le réacteur à lit fluidisé est le plus important.

Les systèmes à biomasse immobilisée peuvent ainsi être classés en deux catégories distinctes : les systèmes où le support de la biomasse est fixe (filtre ruisselant) et les systèmes où il est mobile (disques rotatifs, lit fluidisé). Dans les deux cas, le liquide à traiter se déplace par rapport au support et au biofilm. Dans le premier cas, l'eau usée s'écoule sur le système support-biomasse alors que dans le second, le support et la biomasse se déplacent dans le liquide.

L'intérêt de ces réacteurs à biomasse immobilisée, qui est encore plus accentué pour les lits fluidisés, consiste principalement en :

.L'obtention de performances élevées aussi bien sur l'élimination des matières en suspension que sur l'élimination de la pollution dissoute.

.Des exigences réduites en oxygène par rapport aux autres systèmes aérobies.

.La possibilité d'opérer à de hautes charges hydrauliques et organiques.

.L'absence de risques de lessivage.

.Des concentrations élevées de biomasse permettant de réduire la taille du réacteur et le temps de rétention du liquide.

.Leur faible sensibilité aux variations brusques de charge polluante due à la haute masse de microorganismes impliqués.

La concentration de biomasse dans ces réacteurs à biomasse immobilisée est, d'après Atkinson [7], de 5 à 10 fois plus élevée que pour les systèmes à biomasse libre dans le cas du traitement des eaux usées. Les taux de réaction microbiologiques sont ainsi beaucoup plus importants que dans les procédés à biomasse en suspension, si les phénomènes de limitations diffusionnelles à l'intérieur des films sont négligeables.

Depuis le réacteur à filtre ruisselant du 19e siècle jusqu'au réacteur à lit fluidisé des années 80, les réacteurs à biomasse immobilisée ont évolué de façon importante pour atteindre de nos jours des performances les

plaçant parmi les meilleurs systèmes de traitement des eaux disponibles.

Ce chapître se veut un survol de l'évolution des plus importants réacteurs à biomasse immobilisée.

1.1.1 Le bioréacteur à filtre ruisselant.

Le filtre ruisselant est le plus ancien et le plus simple des réacteurs à biomasse immobilisée. Son apparition remonte à la fin du 19e siècle en Angleterre [8]. Depuis, le filtre ruisselant était le principal moyen de traitement aérobie des eaux usées. Au début des années 70, le nombre d'installations dans le monde était encore très important, les classant deuxième derrière les traitements par boues activées conventionnels [9]. De nos jours, dû à des normes de qualités des effluents de plus en plus sévères, le filtre ruisselant a été remplacé par des réacteurs plus performants et plus flexibles.

Contrairement à ce qu'indique son nom, le filtre ruisselant n'utilise pas la filtration comme mécanisme d'enlèvement du polluant mais la diffusion et l'assimilation de la matière organique soluble par les microorganismes.

Le filtre ruisselant est une colonne contenant un matériel solide, ordonné ou en vrac, servant de support aux microorganismes qui s'y développent et forment un film, et

sur lequel s'écoule l'eau usée à traiter. L'eau usée, qui est distribuée uniformément sur le lit par un distributeur rotatif, s'écoule vers le bas du filtre. Un grillage métallique au fond de la colonne supporte le garnissage et laisse passer à contre-courant l'effluent traité et l'air fournissant l'oxygène aux microorganismes. L'aération, forcée ou naturelle, permet des réactions aérobies de consommation de substrat à la surface du film. Cependant, des microorganismes anaérobies sont habituellement présents dans le fond du film, là où ne pénètre l'oxygène dissous.

A l'origine, et jusqu'au milieu des années 60, la pierre était utilisée comme garnissage, ce qui limitait la hauteur des colonnes à environ deux mètres. Plus récemment les garnissages plastiques ont été développés (polyéthylène, polypropylène, PVC) étant plus légers, offrant une plus grande surface d'immobilisation et un vide maximum pour l'écoulement de l'eau et de l'air, permettant ainsi des hauteurs de colonne de 10 à 12 mètres.

Le filtre ruisselant n'est pas un réacteur d'opération flexible. Le seul moyen d'équilibrer les charges hydraulique et organique, ce qui est nécessaire pour les effluents industriels fortement chargés, est la recirculation d'une partie de l'effluent traité. L'épaisseur du biofilm est incontrôlée et le hold-up de biomasse est très irrégulier. Ainsi, même si les caractéristiques de l'alimentation sont constantes, les performances du réacteur varient constamment

autour d'une moyenne. Cependant, le contrôle de la rétention de biomasse peut être fait périodiquement par un lavage à contre-courant.

Les avantages du réacteur à filtre ruisselant sont les suivants : (1) Simplicité de design et d'opération; (2) Faible espace utilisé; (3) Tolérance aux variations de charges due à la grande masse immobilisée; (4) Production de boues de caractéristiques constantes; (5) Résistance aux courts chocs toxiques due au faible temps de séjour; (6) Opérationnel à des concentrations d'alimentation inférieures à 50 mg DCO/l; (7) Coûts d'opération et d'entretien minimes.

Les désavantages du réacteur à filtre ruisselant sont principalement dûs à l'immobilisation de la biomasse : (1) Pas de contrôle direct sur la quantité de biomasse immobilisée et par conséquent sur la qualité de l'effluent; (2) Faible temps de rétention et donc faible efficacité de traitement; (3) Problèmes de performances à hautes charges dûs aux limitations de transfert d'oxygène dans le film; (4) Blocages fréquents du réacteur par la biomasse trop concentrée; (5) Contrôle de température très difficile.

Le tableau 1 contient les principales caractéristiques d'opération du réacteur à filtre ruisselant.

1.1.2 Bioréacteur à disques rotatifs.

Le bioréacteur à disques rotatifs est une autre forme de réacteur à film fixe développé pour le traitement aérobie des eaux usées. Ses origines semblent remonter au 19e siècle avec une étude de Weigrand sur le "pouvoir épurateur des roues de moulins à eau". De 1925 à 1933, Bach et Imhoff conçurent et expérimentèrent un tambour tournant en bois et rempli de brindilles. La forme définitive actuelle est due aux travaux de Hartman et Popel à l'Institut des techniques sanitaires de Stuttgart vers 1960. Tout comme le filtre ruisselant, le bioréacteur à disques rotatifs peut servir de traitement complet pour les eaux usées industrielles ou municipales ou comme traitement partiel pour les eaux très polluées. C'est cependant un réacteur beaucoup plus flexible et ses performances sont supérieures.

Le bioréacteur à disques rotatifs est constitué d'un ou de plusieurs axes horizontaux contenant chacun plusieurs disques parallèles de 2 à 4 mètres de diamètre tournant immergés à environ 40% dans le liquide à traiter. Les microorganismes croissent sur ces disques qui, en tournant, recueillent un mince film de liquide du réservoir. Au contact de l'air, les microorganismes vont dégrader la matière organique contenue dans ce liquide. Les disques, généralement fabriqués de plastique (polystyrène, PVC), tournent de 2 à 5 RPM. Au fur et à mesure que le film croît, les forces de cisaillement du disque qui tourne au contact

du liquide font se détacher des parties de biofilm en excès. L'épaisseur de biofilm généralement retrouvée varie entre 1 et 3 mm [10]. La rotation des disques mélange également le liquide, maintenant la biomasse détachée en suspension et permettant son évacuation avec l'effluent.

Contrairement au filtre ruisselant, la biomasse est mouillée dans le liquide plutôt que le liquide s'écoule sur la biomasse, ce qui assure un contact maximum. De plus, l'intensité du contact biomasse-liquide peut être varié en changeant la vitesse de rotation. Ceci permet également d'exercer un certain contrôle sur l'épaisseur du biofilm. L'autre variable du procédé est la submergence. Une fois les ajustements optimaux trouvés, l'opération est simple.

Les avantages du réacteur à disques rotatifs sont : (1) Grande surface d'immobilisation par unité de volume impliquant un court temps de résidence; (2) Forte résistance aux courts chocs dans l'alimentation due au faible temps de séjour; (3) Faible consommation d'énergie; (4) Elimination de l'écoulement préférentiel; (5) Bonnes caractéristiques de décantation des boues; (6) Bon contrôle du procédé.

L'opération d'un bioréacteur à disques rotatifs a aussi certains inconvénients : (1) Sensibilité aux variations continues des caractéristiques de l'affluent nécessitant ainsi un réservoir de régularisation en amont; (2) Limitation du transfert d'oxygène dissous à haute charge;

(3) Coûts d'entretien élevés; (4) Problèmes d'odeurs dûs aux acides et aux gaz produits par les microorganismes anaérobies en quantité importante lors de l'opération à forte charge.

Tous ces inconvénients mis ensemble tendent à diminuer l'intérêt de ce type de réacteur par rapport aux systèmes plus récents tels les lits fluidisés.

Le tableau 1 contient les caractéristiques d'opération du bioréacteur à disques rotatifs.

1.1.3 Bioréacteur à lit fluidisé.

Le réacteur à lit fluidisé représente une innovation relativement récente dans les procédés à biofilm. La différence principale de ce système par rapport au filtre ruisselant et aux disques rotatifs est l'immersion totale de la biomasse dans le liquide à traiter.

Dans les réacteurs à biofilm conventionnels, les supports servant à l'immobilisation des microorganismes ne sont pas libres i.e. qu'ils sont soit attachés aux parois du réacteur, soit maintenus par la gravité. Le réacteur à lit fluidisé représente ainsi une innovation puisque les particules sur lesquelles sont immobilisés les microorganismes sont maintenues en suspension dans le

liquide ascendant par les forces de trainée, et sont libres de se déplacer les unes par rapport aux autres. La vitesse de liquide requise pour fluidiser un lit de particules dépend de la différence de densité entre les bioparticules et le liquide ainsi que de la taille et de la forme des particules.

L'immobilisation de microorganismes sur de petites particules fluidisées permet d'atteindre de très hautes concentrations de biomasse, rendant ainsi possible l'opération du procédé à haute charge tout en évitant le lavage des microorganismes à l'effluent.

Le réacteur est un cylindre vertical dans lequel s'écoule de bas en haut le liquide. L'eau usée est pompée à travers le lit à une vitesse suffisante pour induire la fluidisation des particules. Au fur et à mesure que se développe le biofilm sur les particules, alors appelées bioparticules, elles deviennent globalement moins denses et peuvent éventuellement être entraînées avec l'effluent. Ceci peut être évité soit par un élargissement soudain de la section d'écoulement du haut de la colonne, diminuant la vitesse du liquide et donc la force de trainée sur les bioparticules , ou soit par détachement mécanique du biofilm dans un appareil dans lequel se fait la séparation biomasse-particules des bioparticules provenant du haut du lit expansé. L'agitation mécanique, le cisaillement dû à un liquide ou à un gaz injecté à haute vitesse, ou une

combinaison pompe centrifuge-cyclone sont généralement utilisés pour détacher la biomasse des particules. Les particules à vide sont alors retournées dans le réacteur. La recirculation de l'effluent traité est utilisée pour équilibrer la charge alimentée et uniformiser la fluidisation.

Les premiers matériaux servant de support aux microorganismes étaient le sable, le charbon et le verre. Cooper et Wheeldon [11] utilisaient des diamètres variant entre 0.2 et 3 mm, ce qui assurait de très hautes surfaces d'immobilisation par unité de volume. Depuis, plusieurs matériaux ont été utilisés telles des sphères de fil d'acier inoxydable, des tores de polypropylène, des mousses de polyester réticulé et des feuilles de polypropylène réticulé. Tous ont en commun une haute porosité et une structure très ouverte et réticulée.

Le réacteur à lit fluidisé peut être diphasique ou triphasique, selon que le transfert d'oxygène est effectué à l'extérieur du réacteur ou que l'oxygène est alimenté directement au bas de la colonne.

Deux méthodes sont utilisées pour maintenir la concentration de biomasse dans le réacteur et récupérer l'excès. La première est de permettre l'attrition entre les particules ou entre les particules et les parois du réacteur, de façon à maintenir un niveau constant de biofilm

sur les particules. La biomasse en excès est ainsi évacuée du réacteur avec l'effluent traité et doit être séparée dans un clarificateur. La deuxième méthode utilise le détachement mécanique tel que mentionné plus tôt. Cette méthode tend à produire une biomasse plus concentrée, des valeurs jusqu'à 10 % étant atteintes [12] comparativement aux concentrations de 1 à 2 % retrouvées dans les réacteurs à boues activées.

La caractéristique principale du lit fluidisé est sa possibilité de concentrer une forte quantité de biomasse aérobie active dans un petit volume, tel que le démontre les surfaces d'immobilisation typiques variant d'environ 650 à quelques milliers de m^2 par m^3 de réacteur, pour atteindre des concentrations jusqu'à 40 kg de biomasse sèche/m^3 [7]. Par exemple, le système "Oxytron" de traitement de l'eau développé par DORR-OLIVER INC utilise du sable comme support aux microorganismes, ce qui assure une surface d'immobilisation d'environ 3000 m^2/m^3 et une concentration de biomasse correspondante de 9 à 17 kg de matière sèche/m^3 [13]. Les autres avantages du lit fluidisé sont : (1) Réduction du volume du réacteur requis et du temps de rétention; (2) Excellent transfert de matière et de chaleur; (3) Moins de problèmes de blocage du réacteur par la biomasse dû au mouvement continuel des supports; (4) Contrôle de l'épaisseur du biofilm; (5) Pas de pièces en mouvement; (6) Les boues éliminées peuvent être concentrées jusqu'à 10 %, ce qui en diminue le coût de disposition.

Le principal désavantage est sans doute la forte puissance requise par le circuit de recirculation pour maintenir la fluidisation et le coût de l'aération supérieur au filtre ruisselant et aux disques rotatifs. De plus, les supports doivent être choisis avec attention de façon à : (1) éviter une classification dans le lit expansé due à des différences de grosseur et de densité; (2) éviter l'agglomération de particules trop petites formant un floc et affectant l'hydrodynamique et la productivité du réacteur. Un dernier désavantage, également très important, est le contrôle de la taille du biofilm. Comme mentionné précédemment, ceci peut être effectué par une séparation mécanique biomasse-support qui s'avère toutefois assez complexe et peu rentable tout en étant souvent peu efficace, ou par attrition qui amène généralement à des problèmes de croissance incontrôlée.

Beaucoup de travaux de recherches ont été effectués sur les réacteurs à lit fluidisé, notamment ceux de Shieh et coll. [1]. Ces derniers ont en effet présenté un modèle complet de ces réacteurs incluant les paramètres les plus importants à considérer lors du design d'un tel système. Des modèles ont été établis en ce qui a trait au lit fluidisé, au biofilm ainsi qu'au flux de matière dans le réacteur. Ils ont également établi les hypothèses de design et les limites d'application des modèles. L'épaisseur du biofilm et la taille des particules servant de support aux microorganismes ont été considérées comme étant les paramètres les plus

importants dans la performance des lits fluidisés. D'après ces modèles et quelques paramètres prédéterminés tels la vitesse superficielle de liquide dans la colonne, le degré d'expansion du lit ainsi que le type et la taille des particules-support, il serait possible de prédire l'épaisseur du biofilm et la concentration de biomasse du réacteur.

Le tableau 1 contient les principales caractéristiques d'opération des réacteurs à lit fluidisé.

Comme l'indique ce tableau, la surface spécifique privilégie de façon importante le réacteur à lit fluidisé avec des valeurs un ordre de grandeur supérieurs aux deux autres types. De plus, l'épaisseur moyenne de biofilm que l'on y retrouve est généralement inférieure, ce qui diminue fortement les limitations de transfert de matière dans le film. Les valeurs rapportées d'épaisseur de biofilm et de concentration de biomasse pour le filtre ruisselant ainsi que pour les disques rotatifs surestiment l'épaisseur aérobie de microorganismes actifs. Par exemple, dans un biofilm de 2 mm d'épaisseur, il n'y a environ que 10 % qui soit composé de microorganismes aérobies viables, le reste étant en phase endogène ou anaérobie [14]. Tout ceci combiné aux excellentes qualités de transfert de matière du lit fluidisé expliquent les charges hydrauliques possibles, entre 120 et 480 m^3 de liquide/m^2.j environ, et les hautes charges organiques biodégradables, de 5 à 15 kg DBO_5/m^3 de

	Filtre ruisselant	Disques rotatifs	Lit fluidisé
Charge hydraulique ($m^3/m^2/j$)	≤95 [8,12,25,26]	≤25 [25]	120-480 [15]
Charge organique (kg $DBO_5/m^3.j$)	≤5 [12,25,26]	≤7 [25]	5-15 [15,16]
Temps de séjour du liquide (min)	5-10 [12]	5-10 [12]	≤10 [27]
Surface spécifique (m^2/m^3)	70-330 [8,12,15]	130-165 [16]	650-4000 [6,12,16]
Concentration de biomasse (kg m.s./m^3)	1-12 [12]	4-17 [12,26]	5-40 [7,16]
Epaisseur du biofilm (mm)	0.1-2 [10]	1-3 [10,26]	0.1-1 [7,27]
Contrôle de la biomasse	Mauvais-lavage périodique à contre-courant	Moyen-variation de la vitesse de rotation des disques	Moyen-appareil externe de contrôle ou attrition continue
Recupération de la biomasse	Collecte des eaux de lavage + clarificateur	Clarificateur	Externe à haute concentration ou clarificateur

Tableau 1 : Caractéristiques des principaux réacteurs à biomasse immobilisée.

réacteur par jour [15,16]. Ce qui situe le réacteur à lit fluidisé dans la zone d'opération des réacteurs anaérobies, traditionnellement reconnus pour leur supériorité sur les systèmes aérobies à biotraiter de hautes charges de matière organique.

Le temps de séjour du liquide dans les réacteurs à biomasse immobilisée est très faible par rapport aux réacteurs à biomasse en suspension. Ceci est dû aux volumes des réacteurs beaucoup plus faibles et permet de mieux contrôler les courts chocs dans l'alimentation.

Le contrôle de la biomasse ou de l'épaisseur du biofilm a suivi l'évolution des réacteurs. De mauvais dans le filtre ruisselant, le contrôle est devenu possible dans le réacteur à lit fluidisé, ce qui a diminué l'importance d'un des principaux inconvénients qui affligeaient les réacteurs à biomasse fixée.

L'évolution de ces réacteurs à biomasse immobilisée ne s'est toutefois pas arrêtée au lit fluidisé. Une nouvelle génération est en effet apparue au début des années 80, soit le réacteur à lit fluidisé inversé. Ce réacteur a retenu les qualités du lit fluidisé conventionnel tout en corrigeant un de ces principaux défauts, soit un contrôle de l'épaisseur du biofilm pas toujours efficace. La section suivante décrit l'évolution de ce nouveau type de réacteur.

1.1.4 Réacteur à biofilm à fluidisation inversée.

Le réacteur à biofilm à fluidisation inversée (RBFI) est une évolution du réacteur à lit fluidieé mais d'un concept nouveau. Contrairement au lit fluidisé, le RBFI n'en est encore qu'à l'étape de l'étude de laboratoire. Les travaux de recherche visant la caractérisation et la modélisation de ce réacteur inédit sont encore très récents.

Par rapport au lit fluidisé traditionnel, le RBFI a l'avantage de regrouper dans une seule unité le lit de particules servant de support aux microorganismes, l'aérateur, le système de recirculation et l'appareil de contrôle de l'épaisseur du biofilm. Ceci est possible grâce à l'action combinée de deux techniques : le gazo-siphon (air-lift) et la fluidisation inversée.

Le RBFI, tel que schématisé à la figure 1, est constitué de deux tubes concentriques. Le tube central est muni à sa base d'une grille supportant un lit de quelques centimètres de graviers grossiers. L'aérateur qui est placé à la base de ce tube interne permet l'oxygénation de la solution à traiter. Ce courant gazeux est également le moteur du réacteur en entraînant par siphonnage le liquide de l'espace annulaire, provoquant ainsi une recirculation interne continue entre la zone centrale et l'annulus. Des particules de masse volumique très inférieure à celle du liquide à traiter sont placées dans la zone annulaire. Ces

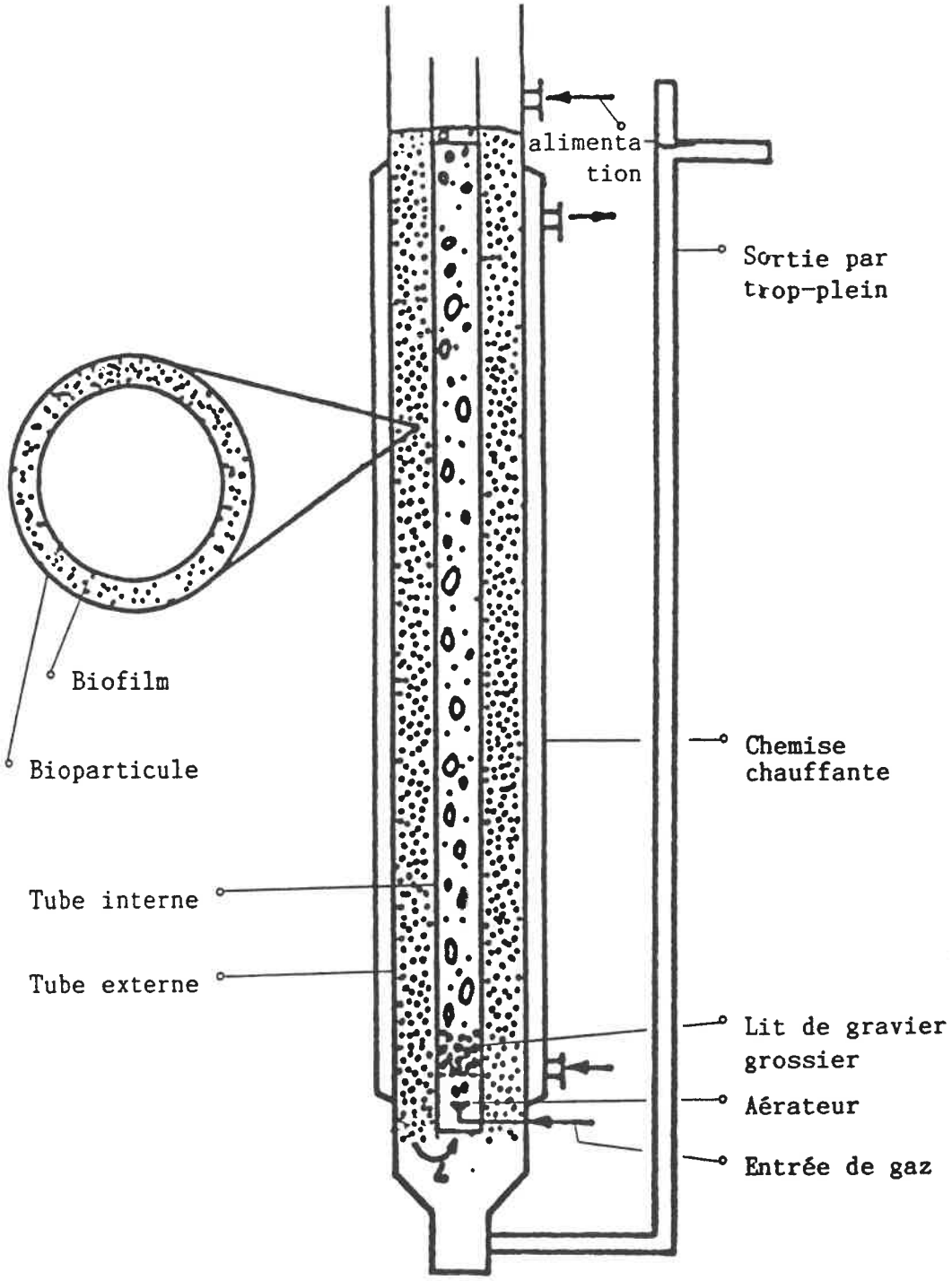

FIGURE 1 : Schéma du réacteur à biofilm à fluidisation inversée.

particules peuvent être fabriquées d'un polymère expansé tel le polystyrène.

Lorsque le courant de recirculation interne causé par le gazo-siphon est suffisant pour entraîner vers le bas les particules qui ont tendance à flotter, on produit une fluidisation inversée avec une expansion du lit de sens contraire à la fluidisation traditionnelle. Une fois fluidisées, les particules offrent une très grande surface disponible à la fixation des microorganismes. Au fur et à mesure que les microorganismes consomment le substrat, la taille et la masse du biofilm augmentent accentuant ainsi l'expansion du lit. Lorsque le lit expansé atteint la base du tube central, les bioparticules sont entraînées dans le gazo-siphon. Le cisaillement et l'abrasion causés par le passage des bioparticules au travers du lit de graviers grossiers permettent de détacher continuellement une partie du biofilm. Par conséquent, en régime permanent, une épaisseur constante de biofilm recouvre les particules. Le liquide à traiter est continuellement alimenté en tête du réacteur tandis que la biomasse en excès est continuellement évacuée avec l'effluent au bas du réacteur.

Les travaux de Shieh et coll. [1] et de Atkinson [7] ont servi de point de départ à l'étude théorique du RBFI. L'application de ces principes lors du design d'un RBFI se voit toutefois limitée par le fait qu'ils doivent être complémentés par une modélisation du gazo-siphon ainsi que

par la considération des résistances additionnelles créées par le mécanisme de contrôle du biofilm.

Les travaux de Hsu et coll. [2] sur la modélisation du air-lift, de Fan et coll. [3] sur la fluidisation inversée, de Shah et coll. [4] et de Tournie et coll. [17] sur les transferts d'oxygène dans le air-lift, ont servi à combiner ces techniques dans un seul modèle.

Le RBFI a été conçu et développé à partir des travaux de Nikolov et Karamanev [5] au Laboratoire central de Génie chimique de l'Académie des Sciences de Bulgarie. Après l'obtention du brevet de leur invention, ils ont travaillé sur la possibilité d'utiliser ce réacteur dans le traitement des eaux usées. A l'aide d'une culture mixte de microorganismes aérobies, Nikolov et Karamanev ont étudié la biodégradation du glucose à des débits et concentrations variables. Les particules utilisées comme support étaient fabriquées de polyéthylène granulaire de taille et de densité connues. Ils ont démontré que, pour différents taux de dilution, le pourcentage de conversion du substrat alimenté au RBFI était de quelque quatre fois supérieur au réacteur air-lift conventionnel à biomasse libre.

D'autre part, les travaux de Anderson et Blain [18] et de Atkinson et Lewis [19] ont démontré la possibilité de formation de biofilms à partir de procédés à culture pure tels que l'oxydation bactériologique des sulfates ferreux

par Thiobacillus Ferrooxidans, la production d'éthanol à partir de levures, la production d'acide citrique et autres.

Ces études ont amené l'utilisation du RBFI avec une culture pure pour l'oxydation des sulfates ferreux en sulfates ferriques. Nikolov et Karamanev [20] ont ainsi proposé un modèle préliminaire de comportement du RBFI lors de l'oxydation des sulfates ferreux par Thiobacillus Ferrooxidans.

Chavarie et coll. [6], qui ont poursuivi les travaux sur l'oxydation des sulfates ferreux par Thiobacillus Ferrooxidans, ont été les premiers à modéliser les performances du RBFI. Leur modèle a été basé principalement sur les travaux de Nikolov et Karamanev et représente une version corrigée et approfondie du modèle préliminaire. Le réacteur a été considéré comme étant parfaitement agité, sans effets de dispersion axiale, et la diffusivité effective de l'oxygène a été considérée telle qu'observée en traitement des eaux usées. La cinétique par rapport à l'oxygène a été considérée comme étant d'ordre zéro et l'effet des microorganismes libres a été négligé. L'hydrodynamique du réacteur a été établie à travers la modélisation du air-lift et du lit fluidisé inversé tout en tenant compte de la friction créée par l'appareil de contrôle du biofilm. Egalement, la biocinétique et les phénomènes de transfert de matière ont été définis.

Le modèle a été intégré numériquement sur ordinateur selon un algorithme où les principaux paramètres et variables d'entrées sont : les caractéristiques du réacteur utilisé, les caractéristiques des particules-support utilisées, les propriétés physiques de la solution à traiter, les propriétés cinétiques du biofilm, et les conditions d'opération. Le modèle permet ainsi de déterminer théoriquement la productivité du réacteur, le diamètre des bioparticules, la concentration de substrat et de l'oxygène dans le réacteur et l'efficacité de la diffusion de l'oxygène dans le biofilm.

L'équipe de chercheurs du professeur Chavarie du Département de Génie chimique de l'Ecole Polytechnique de Montréal a poursuivi les travaux de recherche sur les RBFI. Deux systèmes réactionnels ont été investigués soit la biooxydation du fer ferreux en fer ferrique par Thiobacillus Ferrooxidans et le biotraitement de solutions de glucose et de lactose par une culture mixte. Les études ont porté principalement sur la caractérisation de l'hydrodynamique, de la mixtion et du transfert de matière dans ce type d'appareil de même que sur l'évaluation des performances de bioréaction.

Les expériences menées sur l'oxydation du fer ferreux par Thiobacillus Ferrooxidans dans des RBFI de 4 et 30 litres ont montré des taux de réaction 13 fois plus élevés que pour des réacteurs de type air-lift conventionnels grâce

à des temps de résidence d'un ordre de grandeur supérieur pour des conversions plus grandes [21]. Le comportement de Thiobacillus Ferrooxidans dans ces réacteurs de tailles différentes n'a pas révélé de problèmes de scale-up. Au contraire, les taux spécifiques d'utilisation du substrat, sur la base de la matière sèche totale du biofilm, étaient semblables pour les deux tailles de réacteur. Un problème majeur a toutefois été rencontré au niveau du contrôle de l'épaisseur du biofilm étant donné son extrême dureté.

Les travaux de Garnier [22] portant sur l'hydrodynamique et le transfert de matière dans les RBFI ont permis le développement d'un modèle permettant de prédire la fraction de gaz, l'expansion du lit fluidisé inversé et la vitesse de circulation du liquide, trois paramètres-clé dans le fonctionnement et la performance du réacteur, ainsi que d'une corrélation tenant compte de la vitesse superficielle de l'écoulement gazeux et du diamètre du tube interne pour la prédiction du coefficient volumétrique de transfert de matière, $K_L a$.

L'étude cinétique de Godard [23] portant sur plusieurs souches de Thiobacillus Ferrooxidans en culture libre et en culture fixée a permis de déterminer la forme de l'équation décrivant le comportement cinétique de croissance et de consommation de la bactérie. De plus, une étude de la diffusion de l'oxygène dans le biofilm a mené à la détermination du coefficient effectif de diffusivité.

Un modèle tenant compte de l'hydrodynamique, de la cinétique, du transfert de masse gaz-liquide et de la diffusion dans le biofilm a ainsi été élaboré pour prédire l'opération en régime permanent. La comparaison de résultats de simulation à des résultats expérimentaux provenant d'un RBFI avec Thiobacillus Ferrooxidans a montré certaines dissemblances mais restait généralement satisfaisante.

L'étude de Gavidia [24] sur les performances d'une culture mixte en biotraitement d'une solution de glucose dans un RBFI de 4 litres a permis de constater l'efficacité de l'érodeur placé à la base du tube interne quant à sa capacité de briser le biofilm. L'épaisseur moyenne de biofilm était inférieure dans un RBFI avec érodeur comparativement à un RBFI sans érodeur. Toutefois, certaines difficultés dans le contrôle de l'épaisseur du film ont été expérimentées dues au développement excessif de microorganismes filamenteux à faible concentration d'oxygène dissous.

Finalement, d'autres recherches ont été effectuées telles que le présent travail portant sur le développement et la caractérisation d'un RBFI à cuve rectangulaire pour le traitement des eaux usées, et d'autres travaux portant sur la production d'antibiotiques, d'acide lactique et de cellules mammifères.

1.2 FAUNE DES BIOFILMS.

Comme dans tous les systèmes de biotraitement d'eaux usées, la variété et la proportion des différentes espèces d'organismes présents dans la population microbienne dépend des conditions d'opération du procédé, et particulièrement de la charge et de la composition organique de l'eau à traiter. Toutefois, la faune des réacteurs à biofilm est généralement plus complexe que, par exemple, les réacteurs à boues activées. Bien que la population microbienne soit composée en majeure partie de bactéries, les champignons, les moisissures, les protozoaires et d'autres organismes supérieurs, tels les rotifères, sont habituellement présents dans les biofilms.

Cette section résume les principales caractéristiques de chacun des groupes de microorganismes formant la faune des biofilms.

1.2.1 Population microbienne.

a) Les bactéries.

Les bactéries sont d'origine diverses et s'attaquent directement au substrat soluble. Elles forment le groupe le plus important parmi les microorganismes des biofilms et elles sont responsables de la stabilisation de la matière organique.

Les bactéries sont des microorganismes typiquement unicellulaires et sont constituées de 80 % d'eau et de 20 % de matériel sec dont 90 % est organique et 10 % inorganique. La plupart ne peuvent utiliser la lumière comme source d'énergie, peuvent se déplacer librement, et se reproduisent par division en deux cellules-filles, bien que plusieurs espèces fassent exception.

Les bactéries peuvent être divisées en trois classes quant à leur accepteur d'électrons. Les bactéries "aérobies" utilisent l'oxygène comme accepteur alors que les "anaérobies" utilisent d'autres molécules que l'oxygène. Les bactéries "anaérobies" occupent ainsi les parties inférieures des biofilms, à une profondeur où ne peut pénétrer l'oxygène dissous. Les bactéries "facultatives" peuvent utiliser soit l'oxygène, soit d'autres molécules chimiques comme accepteur d'électrons. Cependant, leur croissance est plus efficace en présence d'oxygène. Elles forment l'espèce prédominante dans les biofilms.

Une des principales caractéristiques des bactéries est qu'elles forment des endospores sous des conditions environnementales difficiles. Le spore est une forme latente de la cellule capable de résister à la chaleur, aux radiations et aux produits chimiques toxiques. Quand les spores retrouvent des conditions favorables à la croissance de la cellule, ils germent et se transforment en cellules normales. Toutefois, les spores peuvent être détruits par

autoclave sous pression à des températures supérieures à 120 °C.

b) <u>Les moisissures.</u>

Les moisissures, comme les bactéries, sont très répandues dans la nature bien qu'on les retrouvent habituellement dans les sols et dans des endroits d'humidité relative plus faible que pour les bactéries. Ce sont des protistes multicellulaires généralement non-mobiles.

Les moisissures sont parmi les premiers organismes à coloniser une surface dû à leur habileté à se fixer solidement. Contrairement aux bactéries, les moisissures ont une structure complexe appelée "mycélium". Le mycélium est un réseau de tubes très ramifié contenant la masse cytoplasmique et les noyaux. Le mycélium peut représenter plus qu'une cellule, et les longs filamemts de cellules à l'intérieur du mycélium sont appelés "hyphe".

Dans certains cas, le mycélium peut être très dense. Cette propriété combinée au besoin d'oxygène de cette masse cellulaire peut représenter une résistance substancielle au transfert de matière dans les systèmes biologiques. Ce système ramifié nuit de façon importante à l'écoulement des fluides et à la décantation des boues.

c) Les algues.

Les algues sont des protistes unicellulaires ou multicellulaires. Elles contribuent par leur métabolisme à l'oxygénation du film liquide et à la rétention du phosphore contenu dans l'effluent à traiter. Les algues filamenteuses se rencontrent couramment sur les parties les plus éclairées des réacteurs. Leur présence est souvent remarquée à cause de la production de mauvaises odeurs.

d) Les protozoaires.

Les protozoaires sont des organismes unicellulaires qui exigent des conditions aérobies. Ils consomment les bactéries comme source d'énergie, aidant ainsi à en controler la population, de même que des particules de matières organiques. Ils agissent comme polisseurs dans les traitements biologiques.

e) Les rotifères.

Ce sont des organismes multicellulaires hétérotrophes qui se nourrissent de particules biologiques qui n'ont pas été absorbées par les flocs. Leur présence dans un effluent indique généralement un rendement d'épuration très élevé.

f) Vers, insectes.

Ces animaux supérieurs se nourissent du biofilm et aident à maintenir la population bactérienne dans un état de forte croissance ou de consommation rapide du substrat.

La plupart des systèmes à immobilisation présentent une nette évolution des espèces microbiennes d'étage en étage au fur et à mesure que la charge organique baisse et que les conditions environnementales varient. Cette stratification de la population contribue à la résistance de ces réacteurs aux chocs dans l'alimentation. Par exemple, sur les étages de tête où la concentration en nutriment est élevée, les bactéries et les organismes filamenteux sont très nombreux, de même que les protozoaires. Les champignons y sont généralement absents. Sur les étages inférieurs, les organismes filamenteux prédominent toujours. La présence de champignons et de protozoaires est aussi fréquemment remarquée.

1.2.2 Facteurs affectant les microorganismes.

Parmi les principaux facteurs environnementaux pouvant affecter la croissance microbienne figurent la température, le pH et les exigences en oxygène.

Dans le cas des cultures mixtes utilisées pour le traitement aérobie des eaux usées, il a été observé que ces

paramètres ne sont pas délimités rigoureusement. A l'exception des exigences en oxygène, la croissance de la culture mixte ne se voit pas grandement affectée par des variations raisonnables de température et de pH.

Cependant, la température et le pH jouent un rôle vital pour la survie des microorganismes. Le taux de réaction augmente avec la température jusqu'à une certaine limite. La température optimale de croissance se situe, pour la classe des microorganismes psychrophiles facultatifs, soit la plus fréquemment retrouvée en traitement des eaux, entre 25 et 30°C [28]. Cette température peut toutefois varier de +/- 10°C sans provoquer d'altérations considérables.

On trouve en traitement des eaux usées une marge de manoeuvre permettant des variations de pH entre 4,0 et 9,5, l'intervalle optimal se situant entre 6,5 et 7,5 [28]. Wilkinson [29] suggère que le pH optimum pour les bactéries est légèrement alcalin tandis que les algues, les moisissures et les champignons fonctionnent mieux à un pH légèrement acide. La plupart des bactéries ne peuvent tolérer des pH supérieurs à 9,5 ou inférieurs à 4,0. Par contre, les moisissures ont l'habileté à survivre dans un environnement à faible pH, et elles peuvent tolérer des conditions de pH aussi faibles que 2,0. On constate également que ces microorganismes se retrouvent en très grand nombre dans des conditions de déficience en nutriments, de concentration en oxygène dissous faible ou

d'une alimentation très concentrée en substrat. Ainsi, leur besoin en azote est deux fois moindre que pour les bactéries.

Quant aux exigences en oxygène, il a déjà été mentionné que notre culture mixte est aérobie, bien qu'il existe des microorganismes anaérobies dans les profondeurs du biofilm. La concentration optimale en oxygène pour une culture mixte dépend de la quantité de substrat consommé. La littérature scientifique cite généralement une valeur minimale comprise entre 0,2 et 0,5 mg d'oxygène dissous/l dans le cas de biotraitement d'eaux usées avec biomasse en suspension. Des conditions d'un ordre de grandeur supérieur sont requises en traitement par biomasse fixée, telles que le rapporte cette présente étude.

1.3 IMMOBILISATION.

Le mot "biofilm" qui, jusqu'en 1984, était utilisé à toutes les sauces, a été défini par consensus à la "Dahlem Konferenzen" de Berlin [30] sur l'adhésion microbienne : "Un biofilm est un ensemble de microorganismes et leurs produits extracellulaires attachés à une surface solide, vivante ou inerte, appelée substratum". Cette définition peut être appliquée à n'importe quel ensemble de cellules microbiennes, de plantes ou mammifères associé à un interface. Essentiellement, n'importe quelle surface qui présente une activité biologique peut être appelée "biofilm".

En ingénierie, l'expérience a montré que les biofilms pouvaient avoir soit des effets positifs, soit des effets négatifs sur les systèmes.

1.3.1 Effets positifs des biofilms.

Dans un réacteur continu parfaitement agité, en absence de recirculation, le taux spécifique de génération de biomasse est égal au taux d'élution de l'appareil. De ce fait, les cellules en suspension d'un système biologique agissent de la même façon que la phase liquide, ce qui, en réacteur continu, limite le temps de résidence minimum (et la productivité) à une valeur environ égale au taux maximum

de génération de la population. Une façon d'éviter le lavage des microorganismes avec l'effluent est de les capturer et les retenir dans le réacteur indépendants de la phase liquide. Une méthode efficace de les capturer est l'immobilisation, naturelle ou artificielle, sur un support.

L'immobilisation artificielle a été utilisée avec succès pour tous les types de cellules (mocrobiennes, de plantes et mammifères) [31,32]. L'immobilisation de cellules, naturelle ou artificielle, se fait dans plusieurs types de réacteurs tel le filtre ruisselant, les disques rotatifs, la colonne à garnissage, le lit fluidisé, etc, et il existe une multitude de techniques d'immobilisation [31].

Les avantages des réacteurs à biomasse immobilisée sont les suivants : (1) Ils facilitent la séparation liquide-biomasse et la concentration de la biomasse; (2) Ils permettent de garder dans le réacteur de hautes concentrations de biomasse peu importe le temps de résidence; (3) Ils augmentent la productivité du réacteur et élimine l'effet de lavage des cellules; (4) Ils protègent contre la perte de biomasse du réacteur due à des chocs hydrauliques; (5) Ils rendent possible l'agencement d'espèces différentes à divers endroits d'un procédé; (6) Ils fournissent un support aux cellules qui en ont besoin pour croître telles certaines cellules mammifères; (7) Ils permettent d'utiliser les phénomènes de limitations diffusionnelles dans le cas des réactions inhibées par le

substrat afin d'augmenter la productivité du réacteur [33,34].

1.3.2 Effets négatifs des biofilms.

Les biofilms peuvent également créer de nombreux problèmes en ingénierie par : (1) leur influence sur le transport d'énergie, le transfert de matière ainsi que l'hydrodynamique d'un réacteur;(2) les transformations chimiques et biologiques qu'ils peuvent effectuer. Par exemple, dans les fermenteurs industriels, les biofilms peuvent réduire considérablement l'efficacité du transfert de chaleur des serpentins ou des échangeurs de chaleur. Ils peuvent aussi augmenter la résistance au mouvement des liquides causant ainsi une plus grande consommation d'énergie du système et une augmentation des frais d'entretien. Les biofilms peuvent également se former sur les instruments de contrôle et de mesure (sondes à pH, oxygène dissous) submergés dans un fermenteur, créant une résistance au transfert de matière et biaisant les analyses du liquide. Les réactions biologiques ou chimiques des cellules immobilisées sont nombreuses et peuvent affecter les systèmes, telle la corrosion des surfaces de métal en contact avec ces microorganismes.

1.3.3 Propriétés des biofilms.

Les propriétés physiques, chimiques et biologiques des biofilms dépendent des conditions entourant le support. De plus, des changements dans les propriétés du biofilm peuvent survenir pendant son évolution.

1.3.3.1 Propriétés physiques.

a) Epaisseur du biofilm.

Même si la masse totale des microorganismes dans un réacteur est directement liée à l'épaisseur du biofilm, il est important de noter qu'un biofilm épais n'implique pas nécessairement un plus haut taux de conversion du substrat qu'un biofilm plus mince à cause des limitations de transfert de matière imposées par la structure du biofilm. Ce phénomène a été observé par Mulcahy et coll. [35] et est illustrée à la figure 2. En effet, le taux de dénitrification observé dans un réacteur à disques rotatifs augmentait linéairement avec l'épaisseur du biofilm jusqu'à un certain niveau, au-dessus duquel il demeurait constant. Quand l'épaisseur du biofilm était inférieure à une valeur critique, tout le film était actif. Au fur et à mesure que le film excédait cette valeur critique, seulement une portion était encore active. Comme résultat, une

augmentation encore plus grande de l'épaisseur du biofilm ne permettait pas d'augmenter le taux de consommation du substrat.

Aussi les caractéristiques hydrodynamiques d'un réacteur à biofilm ont de profonds effets sur l'épaisseur du biofilm. Characklis [14] a démontré, dans un réacteur annulaire, que l'épaisseur du biofilm à l'équilibre, pour un taux de cisaillement donné, était directement fonction de la charge alimentée au réacteur. La figure 3 illustre cette conclusion.

b) Densité du biofilm.

Hoehn et Ray [36] ont rapporté que la densité du biofilm variait avec l'épaisseur du biofilm. Selon eux, les changements dans la densité du biofilm sont causées par des variations physiologiques des microorganismes. Quand le biofilm est mince et/ou que la concentration en substrat du liquide est élevée, la croissance des microorganismes est grande due à la pénétration profonde du substrat dans le film. Ceci résulte en une haute densité du film. Au fur et à mesure que le film croît ou que la concentration du substrat du liquide diminue, il se produit des effets de limitation de transfert de masse dans le film. Une partie des microorganismes à l'intérieur entrent alors dans la phase endogène et causent une diminution de la densité.

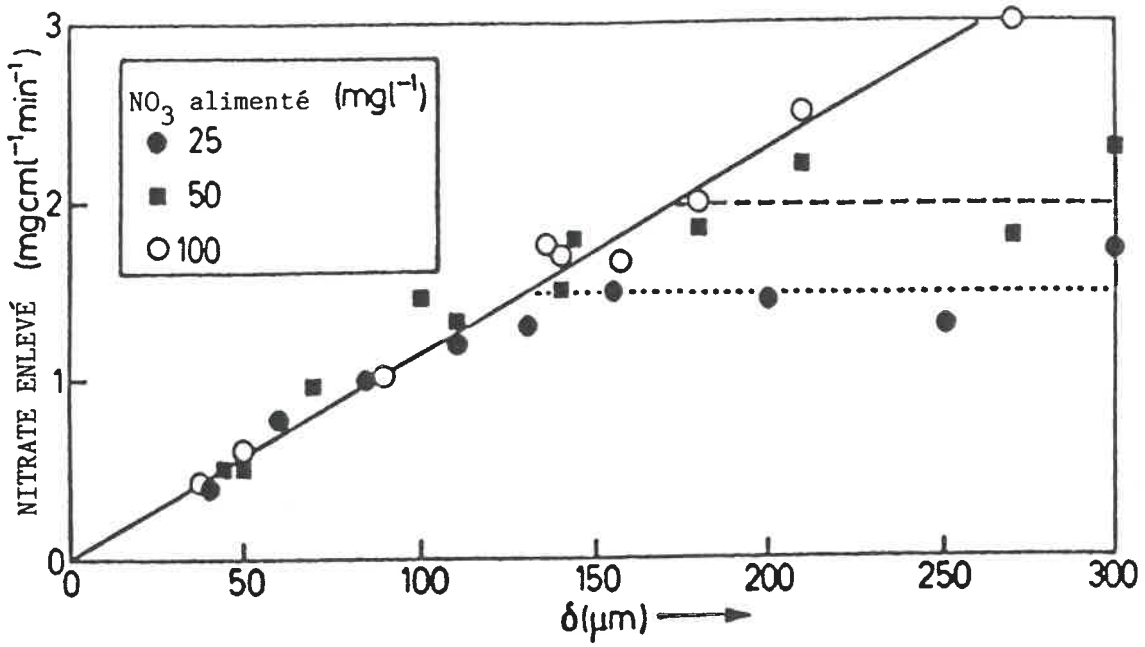

FIGURE 2 : Taux de dénitrification observé en fonction de l'épaisseur de biofilm dans un réacteur à disques rotatifs.

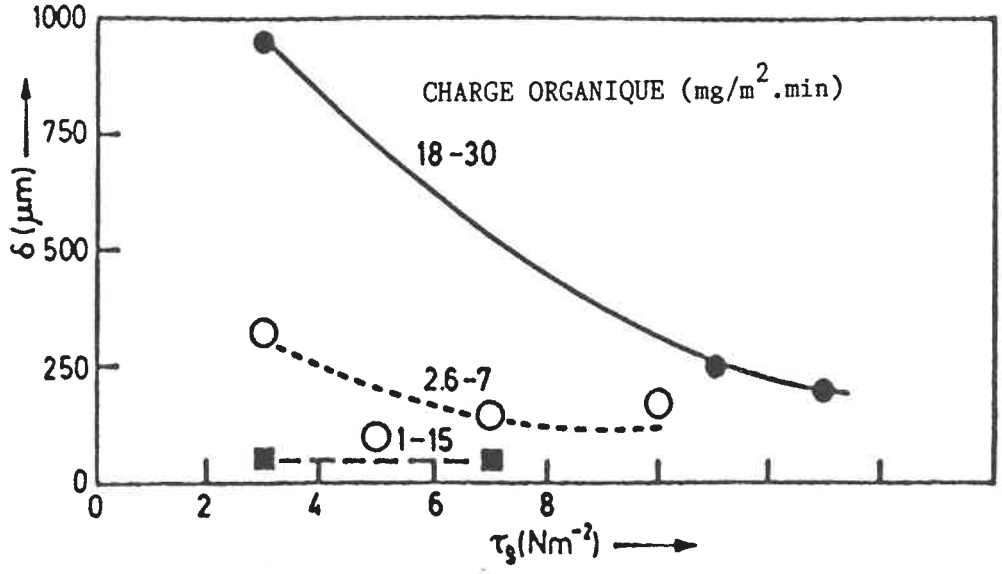

FIGURE 3 : Effet du taux de cisaillement et de la charge organique alimentée sur l'épaisseur du biofilm à l'équilibre.

c) Transfert de matière.

La structure gélatineuse du biofilm tend à ralentir le transfert des nutriments, du substrat et de l'oxygène et, par conséquent, leur concentration autour des microorganismes à l'intérieur du biofilm est plus faible que celle du liquide. Ainsi, les propriétés de transfert de masse du biofilm influencent d'une façon importante les performances globales des réacteurs à biomasse immobilisée.

1.3.3.2 Propriétés chimiques des biofilms.

La composition organique des biofilms dépend des sources de carbone et d'énergie disponible au métabolisme et à la respiration microbienne. De plus, certains éléments comme l'azote, le phosphore et le souffre, lorsque présents en faible concentration, peuvent limiter la croissance des microorganismes et stimuler la production de polymère qui serait l'agent liant le biofilm à son support.

La composition inorganique des biofilms varie avec la composition chimique du liquide. Ceci peut même affecter la structure du biofilm. Des solides inertes en suspension peuvent aussi être transportés dans le biofilm et incorporés à la matrice gélatineuse, affectant ainsi la composition chimique.

La fraction d'humidité des biofilms est grande, soit

jusqu'à 96% d'eau. Shieh et coll. [37] ont démontré expérimentalement que le pourcentage d'humidité des biofilms de réacteurs à lit fluidisé pour le traitement d'eaux usées municipales était d'environ 93%. Ils ont aussi rapporté que cette fraction d'humidité restait relativement constante, et ce même quand l'épaisseur du film et la charge d'alimentation variaient grandement.

1.3.3.3 Propriétés biologiques des biofilms.

Les microorganismes qui adhèrent à une surface influencent fortement le développement subséquent du biofilm ainsi que ses propriétés physiques et chimiques. Ainsi la population microbienne peut varier durant le développement du biofilm. Alleman et coll. [38] ont étudié la distribution des populations microbiennes dans un réacteur à disques rotatifs à l'aide d'un microscope électronique. Ils ont observé la stratification des microorganismes avec une portion dense de microorganismes filamenteux dans les couches supérieures et des bactéries de forme "bâtonnet" dans les couches inférieures.

LaMotta [39] a étudié l'activité des microorganismes du biofilm en suivant l'ATP (adénosine triphosphate) en fonction de l'augmentation de la taille du biofilm dans un réacteur annulaire à biofilm opéré en continu et inoculé

avec un échantillon de biofilm d'un filtre ruisselant. Le glucose était la seule source de carbone et d'énergie. Comme illustré à la figure 4, la concentration d'ATP augmentait proportionnellement à l'épaisseur du biofilm jusqu'à une épaisseur d'environ 320 μm. La concentration relativement constante d'ATP à des épaisseurs supérieures indiquait alors qu'une portion du biofilm n'était pas active. Characklis [14] rapporte même un taux de viabilité de seulement 1 à 10% du volume total du biofilm dans des solutions diluées en nutriments.

1.3.4 Formation d'un biofilm.

Une surface solide en contact avec un substrat contenant des microorganismes deviendra éventuellement couverte d'un biofilm dû à l'adhésion des microorganismes du liquide. Zobell et coll. [40] ont été parmi les premiers chercheurs à observer et rapporter que la présence de surfaces solides dans des échantillons d'eau de mer pouvait favoriser l'activité microbienne.

Le développement d'un biofilm peut être illustré comme à la figure 5 [41]. Essentiellement, il s'effectue en cinq étapes. Initiallement, les microorganismes en suspension dans le liquide sont transportés vers la surface d'attache solide par divers mécanismes tels que le mouvement Brownien, l'attraction électrostatique, les forces de Van der Waals, la motilité, le transport turbulent ou la sédimentation. Une

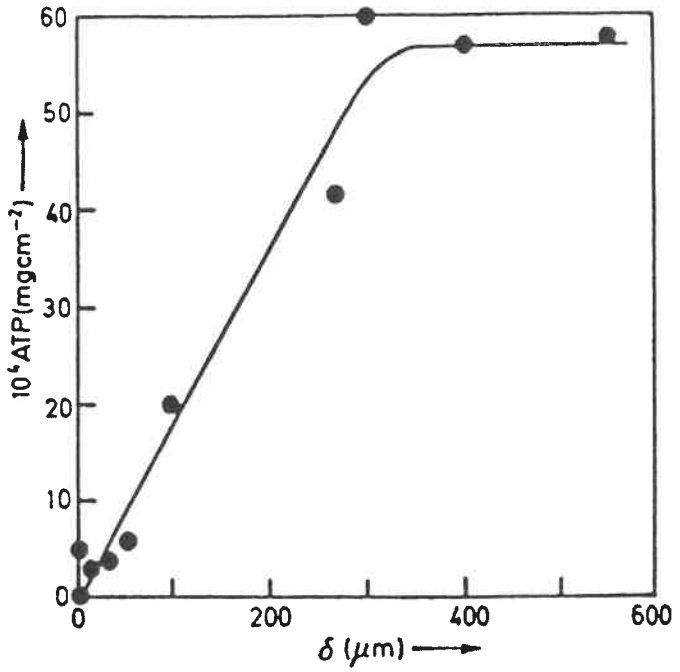

FIGURE 4 : Relation entre la masse d'ATP par unité de surface de biofilm et l'épaisseur de biofilm dans un réacteur aérobie à biofilm alimenté par une solution de glucose.

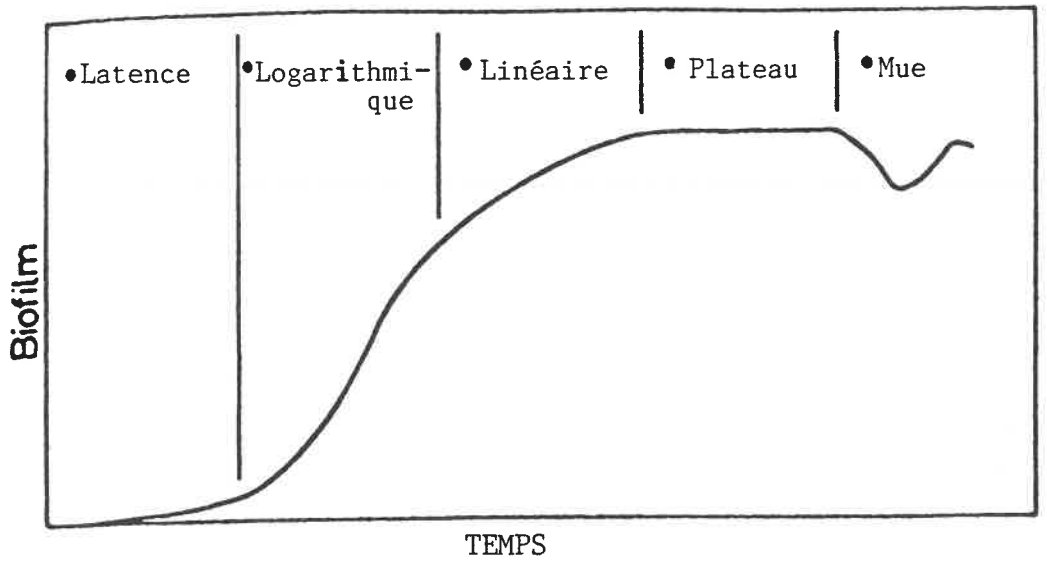

FIGURE 5 : Développement d'un biofilm sur une surface inerte.

fois attachés, les microorganismes ont besoin d'un certain temps d'acclimatation à leur nouvel environnement avant de commencer à consommer le substrat déjà adsorbé à la surface solide. Ainsi il y a une phase de latence entre l'attachement initial des microorganismes et l'accumulation subséquente de biofilm. La deuxième phase est logarithmique. Les microorganismes croissent selon un taux déterminé par leur temps de doublage et leur habilité à dégrader le substrat. Cette phase durera jusqu'à ce que toute la surface soit couverte d'un biofilm actif. A ce moment la croissance de la biomasse passe de logarithmique à linéaire dans le temps. Durant la troisième phase, la croissance est essentiellement linéaire et le biofilm continu de s'accumuler jusqu'à ce que l'épaisseur atteigne un plateau. C'est alors le début de la quatrième phase dans laquelle les microorganismes de l'intérieur du biofilm ont utilisé le substrat les entourant. La croissance de nouvelles cellules est combinée à la disparition de vieilles cellules. Des portions du biofilm se détachent du support et sont entraînées dans le liquide. La phase de détachement représente la période durant laquelle le détachement de la biomasse est important, ce qui résulte en une nette diminution de la masse et de la taille du biofilm.

1.3.4.1 Procédés impliqués dans la formation d'un biofilm.

La littérature suggère que la formation d'un biofilm

soit le résultat net des procédés de dépôt, de métabolisme et d'enlèvement.

1.3.4.1.1 Dépôt des cellules sur un support.

Le dépôt des cellules sur un support est le résultat net de plusieurs procédés individuels : le préconditionnement organique du support; le transport des cellules du liquide vers le support; et l'adhésion à la surface. Puisque la plupart des études ne sont capables que de mesurer la quantité nette de biomasse attachée à un support, il est à peu près impossible qu'un des procédés ci-haut mentionné n'ait été étudié séparément. Toutefois, ces procédés peuvent être examinés de plus près suite aux résultats globaux de plusieurs études sur les taux d'attachement des cellules.

a) Préconditionnement de la surface-support.

Après seulement quelques minutes, voire même quelques secondes d'exposition à un environnement aqueux, l'adsorption de molécules organiques sur une surface est mesurable. Cette adsorption est suffisante pour préconditionner le support et influencer l'attachement. Les longues molécules organiques de polymère ont jusqu'à 10^5 sous-unités et, par conséquent, pourraient avoir autant de liens avec un support. Il paraît toutefois plus probable que le pourcentage d'attachement des sous-unités soit entre 30 et 60% [42]. Ainsi, une fois que la chaîne de polymère est

adsorbée à la surface, il est assez improbable que tous ces liens soient brisés en même temps sans qu'il ne s'en créer de nouveaux, ce qui enlève la possibilité de désorption du polymère.

Il semble désormais certain que ces matières organiques qui préconditionnent les surfaces soient d'origine biologique. Fletcher [43] a étudié l'effet de six protéines différentes sur l'attachement bactérien à des surfaces de polystyrène. L'albumine de sérum de bovin, la gélatine fibrinogène et la pepsine ont inhiber l'attachement de pseudomonad marine par, apparemment, ne préconditionnant que les surfaces de polystyrène. Des protéines de base, la protamine et l'histone n'ont pas affecté l'attachement.

Corpe [44] a isolé une fine couche d'exopolysaccharide d'une bactérie marine immobilisée, Pseudomonas atlantica, et en a étendu une mince couche sur des lamelles de verre. Après avoir laissé sécher les lamelles prétraitées à l'air, il les exposa, ainsi que les lamelles non traitées, à des conditions aqueuses marines. Ces observations indiquaient un attachement préférentiel prononcé des bactéries sur les surfaces préconditionnées par rapport aux lamelles de verre non traitées.

Zaidi et coll. [45] ont isolé des matériaux de poids moléculaire élevé associés à la matrice extracellulaire de bactéries trouvées sur des surfaces d'aluminium en contact

avec de l'eau de mer. Ces matériaux se sont avérés immunologiques par rapport à l'adhésion à une surface, i.e. qu'ils ne permettaient pas l'attachement d'autres espèces que celles de qui ils provenaient. De plus, ces matériaux stimulaient la production de matériaux extracellulaires par les bactéries.

D'après la plupart des chercheurs ayant investigué le sujet, la diffusion à elle seule pourrait expliquer le préconditionnement rapide de surfaces inertes.

b) Transport des cellules.

Le transport des cellules en suspension dans un liquide vers une surface peut être effectué par n'importe lequel, ou une combinaison des mécanismes suivants : le mouvement Brownien, l'attraction électrostatique, les forces de Van der Waals, la motilité, la gravité, la diffusion moléculaire ou la diffusion turbulente.

Basé sur un estimé des forces en présence, il est douteux que le mouvement Brownien, l'attraction électrostatique, les forces de Van der Waals et la motilité, excepté sur de très courtes distances dans des systèmes stagnants, jouent un rôle important dans l'immobilisation de surface [46].

La sédimentation peut être le mécanisme dominant à

l'intérieur de systèmes stagnants pour le transport des cellules vers une surface. Pour un système où l'écoulement est laminaire, la diffusion moléculaire serait le mécanisme dominant. Théoriquement, une augmentation du taux de cisaillement en régime laminaire augmentera la quantité de cellules transportées vers une surface. Toutefois, Powell et Slater [47] ont rapporté une diminution du taux net d'accumulation des cellules avec une augmentation du cisaillement. Ceci pourrait être attribué à une diminution de la diffusion moléculaire comme mécanisme dominant, une diminution du taux d'adhésion avec une augmentation du cisaillement, ou une augmentation du taux de détachement avec une augmentation du cisaillement.

De même, théoriquement, le taux de transport en régime turbulent serait directement proportionnel à la concentration de particules dans le liquide. Bryers et Characklis [41] ont rapporté des taux d'accumulation en régime turbulent cinq fois supérieur à la concentration cellulaire du liquide. La théorie prédit également que le taux de transport en régime turbulent augmenterait avec la vitesse du liquide. Bryers et Characklis [41] ont montré que le taux net d'accumulation de cellules n'était pas affecté en doublant la vitesse du liquide. Le transport de cellules en régime turbulent augmenterait alors avec la vitesse d'écoulement mais l'augmentation du cisaillement ainsi causé diminuerait le taux net d'attachement.

c) Adhésion.

Une fois que la cellule a atteint la surface servant de support, elle peut y adhérer de façon réversible ou irréversible. Le critère principal pour une adhésion réversible est que la cellule peut facilement être enlevée soit par lavage ou, dans le cas d'une bactérie motile, par éloignement de la surface. Cette adhésion réversible est aussi appelée "liaison passive" due aux liens physicochimiques de faibles intensité. Si une cellule demeure attachée à la surface suffisamment longtemps, le lien peut se renforcir et alors empêcher la cellule de quitter la surface. L'adhésion irréversible est souvent associée à la production de polymères extracellulaires [48]. Elle est aussi appelée "liaison active", étant due aux activités physiologiques de la cellule. Il n'a pas encore été démontré si ces exopolymères adhésifs étaient produits avant ou après le contact entre la cellule et la surface. Bryers [42] suggère la possibilité que la cellule possède un "sens tactil" lui permettant d'excréter le biopolymère au moment opportum. Ces exopolymères peuvent être des protéines ou des liposaccharides contenues dans la membrane externe de la cellule, des protéines contenues dans des appendices ou des couches complexes de polysaccharides.

1.3.4.1.2 <u>Procédés de métabolisme.</u>

Le métabolisme de la cellule immobilisée, à part la

production d'exopolymère qui est probablement plus importante, est pratiquement pareil à celui de la cellule en suspension : croissance, reproduction, conversion de substrat, respiration endogène et production de polymère extracellulaire. Ces activités peuvent être regroupées sous le terme "croissance du biofilm".

a) Conversion du substrat pour la croissance et la reproduction.

On peut assumer que la croissance et la reproduction des cellules immobilisées dans un biofilm peut être décrite par une relation semblable au cas des cellules en suspension, i.e.

$$R_B(t) = \mu . B(t) \qquad (1)$$

où $R_B(t)$ est le taux local réel de croissance des cellules attachées (g de cellules/m^2.s); μ, le taux local spécifique de croissance (s^{-1}); et B(t), la concentration de surface des cellules attachées (g de cellules/m^2) [42].

La modélisation de la cinétique de croissance du biofilm est différente de la cinétique des cellules en suspension. Les cellules attachées peuvent posséder une physiologie différente, due à une production excessive d'exopolymère ou à une réponse du métabolisme à

l'attachement [49]. Le taux spécifique de croissance, μ, est fonction de la concentration locale instantanée de substrat, qui est reliée au taux de réaction biologique et aussi aux résistances au transfert de matière. Pour le cas de l'immobilisation de culture mixte, la concentration de cellules attachées peut être fonction du temps comme de l'espace i.e. B(x,t) [50].

De toutes les activités du biofilm, c'est la modélisation de la conversion du substrat qui a reçu le plus d'attention. En effet, le design de réacteurs à film fixe, pour le traitement des eaux entre autres, a créer le besoin de modéliser le taux global d'enlèvement du substrat par une certaine quantité de biofilm. Le taux global de consommation de substrat par les cellules immobilisées peut être décrit comme suit :

$$R_s = \eta R_B A_R / Y_{B/S} V \qquad (2)$$

où A_R est la surface de réaction (m^2); V est le volume de réaction (m^3); $Y_{B/S}$ est le rapport stoechiométrique de la biomasse produite par quantité de substrat consommé (g de biomasse/g de substrat); et η le facteur d'efficacité du biofilm. η est défini comme étant le rapport entre le taux de consommation de substrat avec limitations de transfert de masse et le taux maximum de consommation de substrat sans effets de transfert de masse. Sa valeur varie entre 0 et 1. η est une fonction complexe de la géométrie du biofilm, des

cinétiques de réaction, de la concentration de substrat et de la diffusivité du substrat.

Dans la littérature, la plupart des modèles de cinétique de consommation de substrat sont basés sur l'hypothèse que l'épaisseur (ou la masse) du biofilm est constante (dB/dt =0), même s'il y a consommation continuelle de substrat. Les chercheurs supposent, pour la simplicité, que la production du biofilm due à la croissance est soit négligeable, soit équilibrée par des procédés d'abrasion ou de respiration endogène. Ces modèles ne sont pas applicables aux conditions de croissance en régime transitoire.

b) Production de polymère extracellulaire.

Les biofilms, tels que représentés dans la littérature par la microscopie électronique, ne sont pas nécessairement des couches superposées de microorganismes. Ce sont plutôt des cellules emprisonnées dans une matrice gélatineuse de polymère extracellulaire qui est produite par les microorganismes immobilisés.

Les premières recherches sur les biofilms suggéraient que le polymère extracellulaire agissait comme un agent liant, un ciment, pour renforcer l'attachement de la cellule au support. Plus récemment, des chercheurs ont suggéré que la production d'exopolymère était peut-être une tentative de la cellule de s'échapper de la surface d'immobilisation

[30]. Les recherches actuelles propose que le polymère extracellulaire ne soit pas une matrice passive mais qu'il pourrait plutôt exhiber des réponses physiques, chimiques ou électriques à des stimulations de son environnement tels que des changements de pH, de pression osmotique, de type et de concentration de substrat et de température. De plus, ces réponses ne seraient pas nécessairement sous le contrôle direct des cellules immobilisées [51].

Dans certains cas, la cellule peut posséder du polymère extracellulaire préformé, facilitant ainsi l'adhésion à une surface. Aussi, d'autres organismes peuvent nécessiter un contact réversible avec une surface pendant un certain temps avant de synthétiser le polymère. Cependant, l'apparition de polymère au contact initial entre la cellule et la surface pourrait être dû à la migration du polymère déjà présent à la surface de la cellule.

Les questions actuelles des chercheurs portent sur les causes du déclenchement de la synthèse d'exopolymère. Bryers [42], comme mentionné plus tôt, se demande si les cellules ne posséderaient pas un sens tactil. Il suggère que des gradients de surface - pH, potentiel redox, activité de l'eau - pourraient affecter le potentiel électrochimique à l'intérieur de la cellule et initier la production de polymère. Fletcher [52], lui, suggère que le stress sur la membrane cellulaire causé par les forces d'adhésion, bien qu'insuffisant pour déformer la cellule, pourrait modifier

la perméabilité de la membrane.

1.3.4.1.3 Procédés d'enlèvement du biofilm.

Un biofilm peut être enlevé d'une surface par l'un ou l'autre des mécanismes suivants : consommation par des prédateurs, abrasion/érosion naturelle, ou par mue (sloughing).

a) Consommation par des prédateurs.

La consommation des microorganismes du biofilm par des prédateurs est un mécanisme d'enlèvement continuel que l'on retrouve constamment dans les systèmes à culture mixte, en traitement des eaux par exemple. La consommation des bactéries par les protozoaires est le plus important cas de prédation. Ce mécanisme de contrôle du biofilm est la plupart du temps ignoré expérimentalement.

b) Abrasion/érosion.

L'érosion des biofilms dans les systèmes à fort taux de cisaillement liquide/surface solide ou l'abrasion solide/solide, comme dans le cas des lits fluidisés, permet d'enlever une partie du biofilm de façon continue.

c) Mue (sloughing).

La mue se produit lorsqu'une large portion de biofilm se détache du support. Contrairement à l'érosion, la mue est un mécanisme localement intermittent. La mue est reliée à la présence d'organismes anaérobies dans les couches profondes de biofilms aérobies. Dû à des limitations de transfert d'oxygène, les microorganismes anaérobies se développent profondément dans le biofilm et produisent des acides volatils qui diminuent le pH, ainsi que des gaz insolubles. Ces produits combinés peuvent affaiblir la structure du biofilm et détruire la liaison biofilm-support.

1.3.5 Facteurs affectant la formation d'un biofilm.

1.3.5.1 Surface du support.

Jeris et coll. [53] ont rapporté que les propriétés de la surface d'immobilisation étaient très importantes pour la formation d'un biofilm, surtout au tout début. Ils ont été incapables de former un biofilm significatif sur des particules de sable dans un réacteur à lit fluidisé pour la dénitrification, alors qu'une bonne croissance s'est effectuée avec de bonnes performances sur des particules de charbon activé.

1.3.5.2 Espèces microbiennes.

Les cultures mixtes ont montré une supériorité appréciable au point de vue de l'immobilisation par rapport à la croissance des cultures pures [54]. Par ailleurs, Shieh [37] a rapporté que les microorganismes utilisés pour la dénitrification en lit fluidisé produisaient plus de biofilm que les microorganismes impliqués dans l'oxydation du carbone.

1.3.5.3 Hydrodynamique.

La configuration et l'hydrodynamique d'un réacteur sont très importantes dans la formation d'un biofilm. Comme mentionné plus tôt, l'hydrodynamique affecte le transport des cellules vers la surface, le transport des nutriments, l'attachement des cellules au support, les mécanismes d'érosion, etc.

1.3.5.4 Concentration et caractéristiques du substrat.

La nature du substrat affecte fortement la production de polymères dans les biofilms. Par exemple, le glucose et autres sucres stimulent la croissance microbienne sur un support en favorisant la production de polysaccharides [54].

La disponibilité des nutriments tels l'azote, le phosphore et le souffre affecte également la production de

polymères. Aussi, le poids sec du biofilm augmenterait avec un rapport C/N élevé.

Heukelekian [55] a observé que les biofilms abondants qui se détachaient facilement sont typiques d'une croissance dans un médium à haute concentration de nutriments, alors que les biofilms denses et adhérants se retrouvaient plus communément dans les solutions à faibles concentrations de nutriments.

1.3.5.5 Conditions environnementales.

Characklis [54] a observé que la croissance d'un biofilm et la production de polysaccharides par une culture microbienne était maximum à pH neutre. De leur côté, Shieh et coll. [37] rapportent que la température optimale pour le développement d'un biofilm varie entre 20 et 30°C. Ses conditions ne sont ainsi pas différentes des valeurs optimales en système à biomasse en suspension.

1.3.6 Recherches futures.

1.3.6.1 Mécanismes d'adhésion.

Après le contact entre la cellule et la surface, la cellule peut interéagir avec la surface directement ou avec les molécules adsorbées à la surface. Les mécanismes d'adhésion peuvent être non-spécifiques, comme dans le cas

des liaisons ioniques, dipolaires, des ponts hydrogène ou des interactions hydrophobiques, ou spécifiques, nécessitant une quelconque forme de complémentarité chimique entre la cellule et la surface.

Beaucoup de recherche est encore nécessaire dans ce domaine des mécanismes d'adhésion et des interrelations entre ces mécanismes. La caractérisation chimique des polymères extracellulaires, qui ne fait que commencer, devrait donner de l'information pertinente sur les mécanismes d'immobilisation.

1.3.6.2 Activité des cellules immobilisées.

La controverse actuelle dans le domaine de recherche des biofilms est : "Est-ce que les cellules immobilisées ont des physiologies différentes des cellules libres en suspension ?".

Certains chercheurs, dont Doran et Bailey [56], ont observé que les cellules immobilisées avaient des physiologies différentes des mêmes cellules en suspension, et que l'activité de ces cellules attachées était notamment plus élevée. D'autres, tels Karel et coll. [57] ont rapporté que les cellules immobilisées n'exhibaient aucune différence marquée par rapport aux cellules libres. D'après Bryers [42] ces améliorations ou inhibitions de l'activité des cellules

immobilisées observées par divers chercheurs sont en contradiction dû principalement à la diversité des techniques analytiques, des souches cellulaires, des substrat, des conditions expérimentales ainsi que des interprétations inadéquates des mécanismes contribuant à l'activité du biofilm.

Intuitivement, l'environnement vu par une cellule attachée à une surface devrait être fort différent de celui vu par une cellule libre. L'adhérence à une surface, ainsi que le métabolisme et la croissance pourraient affecter la physiologie de la cellule due soit à des concentrations élevées de matières organiques, aux mécanismes d'adhésion ou aux forces exercées sur la cellule.

CHAPITRE 2 : MATERIEL ET METHODES.

2.1 Montage expérimental.

Le montage expérimental est constitué d'un réacteur, d'un système d'aération et d'un système d'alimentation en substrat.

Le réacteur schématisé à la figure 6 est une cuve rectangulaire formée de deux sections distinctes : la première section où se fait le biotraitement est aérée et contient les billes servant de support aux microorganismes; la deuxième section d'où s'écoule le liquide par trop-plein, est de volume plus petit et sert de décanteur à la biomasse en suspension. La cuve rectangulaire est fabriquée entièrement de PVC transparent de 0,01 m d'épaisseur. Les sections 2.1.1 @ 2.1.3 contiennent les dimensions et données relatives au réacteur et systèmes connexes. Le volume maximum utilisable est de 0,052 m^3.

Le système d'alimentation de gaz contient une vanne à trois voies permettant de changer rapidement l'alimentation de l'air à l'azote ou vice versa pour les études de transfert de matière. De l'air fourni par le compresseur de l'Ecole Polytechnique de Montréal et des bouteilles d'azote comprimé (Linde, haute pureté) ont été utilisés. Un régulateur de pression permet de diminuer à 239 KPa la pression du gaz alimenté. Le gaz est ensuite filtré à l'aide

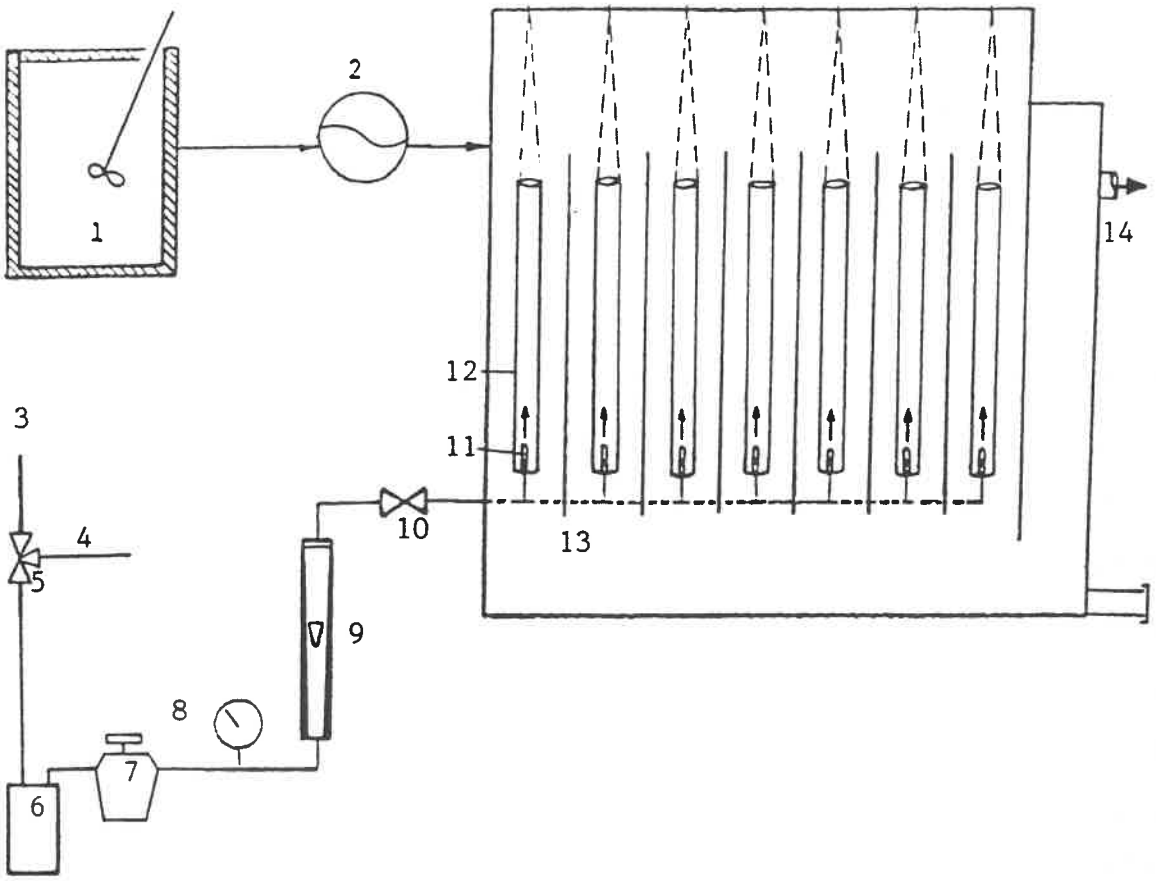

FIGURE 6 : Schéma du RBFI à cuve rectangulaire - configuration "tubes et chicanes".

(1) Réservoir réfrigéré contenant l'alimentation
(2) Pompe péristaltique à débit variable
(3) Entrée d'air compressé
(4) Entrée d'azote haute pureté
(5) Vanne manuelle à trois voies
(6) Filtre à air
(7) Régulateur de pression
(8) Manomètre
(9) Rotamètre
(10) Vanne d'entrée des gaz
(11) Distributeurs d'air
(12) Tubes de plexiglass
(13) Chicanes
(14) Sortie par trop-plein

d'un filtre à cartouche. Un rotamètre calibré sur un compteur à gaz mesure le débit de gaz au réacteur.

La courbe de calibration du rotamètre est exprimée par:

$$G = 2,45 \times 10^{-5} \text{ LROTA} + 1,06 \times 10^{-4} \qquad (3)$$

où LROTA est la lecture du rotamètre et G le débit gazeux correspondant à la pression atmosphérique, en m^3/s.

Le gaz est amené au réacteur par sept conduites horizontales d'ABS de 0,01 m de diamètre espacées de 0,10 m et entrant sur le côté du réacteur à 0,22 m du fond. Un coude 90° raccorde le diffuseur d'air à la conduite horizontale. Deux types de diffuseurs ont été utilisés : le premier diffuseur utilisé n'est qu'un orifice simple de 0,01 m; le deuxième type de diffuseur a la forme d'un cône tronqué renversé de 0,015 m de diamètre ayant 8 orifices de 0,001 m disposés à la circonférence. Le diffuseur est centré et placé à une hauteur de 0,27 m du fond de la cuve.

Le réacteur est alimenté en substrat par une pompe péristaltique à débit variable à une extrémité de la zone aérée au-dessus du niveau du liquide. Un tube Tygon de 0,01 m amène le substrat conservé dans un réservoir réfrigéré à 4°C (bulktank). La sortie du liquide du réacteur s'effectue par trop-plein à l'autre extrémité, du côté du décanteur.

Trois configurations de conduites de recirculation interne sont possibles. Premièrement, le gaz peut être introduit au-bas d'une conduite rectangulaire (fente) de 0,025 m de large et 0,40 m de hauteur, sur toute la longueur de la zone aérée de 0,70 m,et située au centre à 0,22 m du fond de la cuve, tel que montré à la figure 7. La fente est fabriquée de plexiglass transparent de 0,005 m d'épaisseur et repose sur des butoirs à chaque extrémité sur les parois de la cuve. Deuxièmement, sept tubes de 0,045 m de diamètre par 0,40 m de hauteur peuvent être disposés uniformément sur la longueur du réacteur centrés sur chacun des diffuseurs de gaz à 0,22 m du fond, tel que schématisé à la figure 8. Les tubes sont fabriqués de plexiglass transparent de 0,005 m d'épaisseur et sont supportés par des fils d'acier inoxydable attachés à la paroi du réacteur à environ 0,15 m du niveau du liquide. Troisièmement, des chicanes peuvent être ajoutées entre chaque tube de plexiglass, d'une paroi latérale du réacteur à l'autre obstruant ainsi partiellement l'écoulement longitudinal (figure 9) . Les chicanes sont des panneaux de plexiglass transparent de 0,005 m d'épaisseur et 0,47 m de hauteur, insérés dans des rainures pratiquées dans les parois latérales du réacteur. Le bas de chaque chicane est à 0,16 m du fond de la cuve.

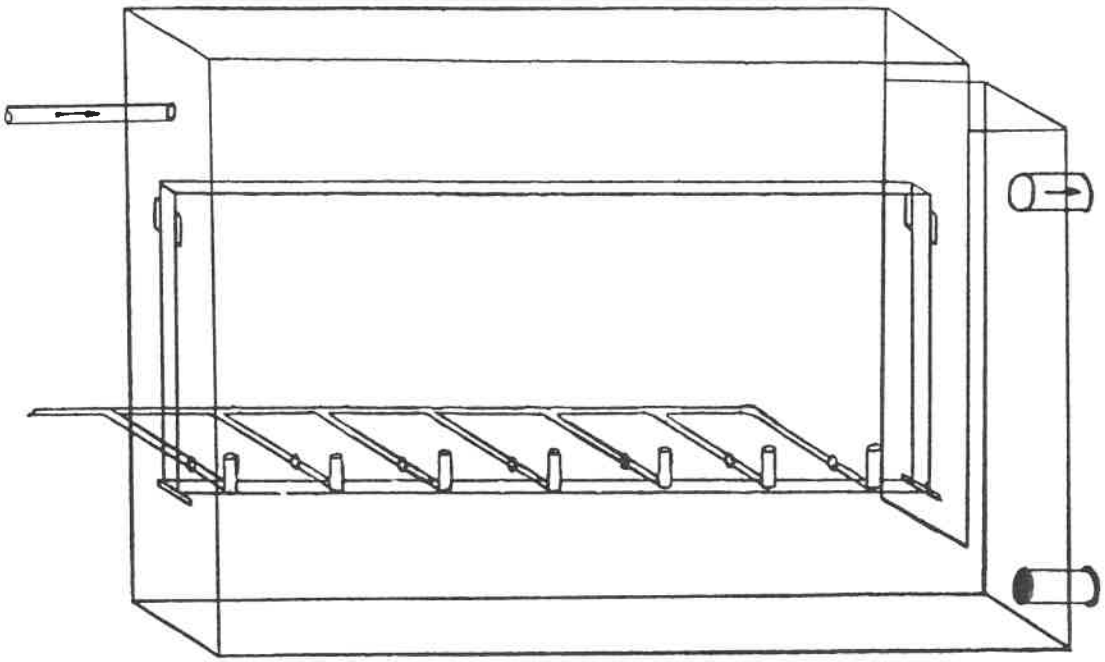

FIGURE 7 : Configuration "Fente" du RBFI à cuve rectangulaire.

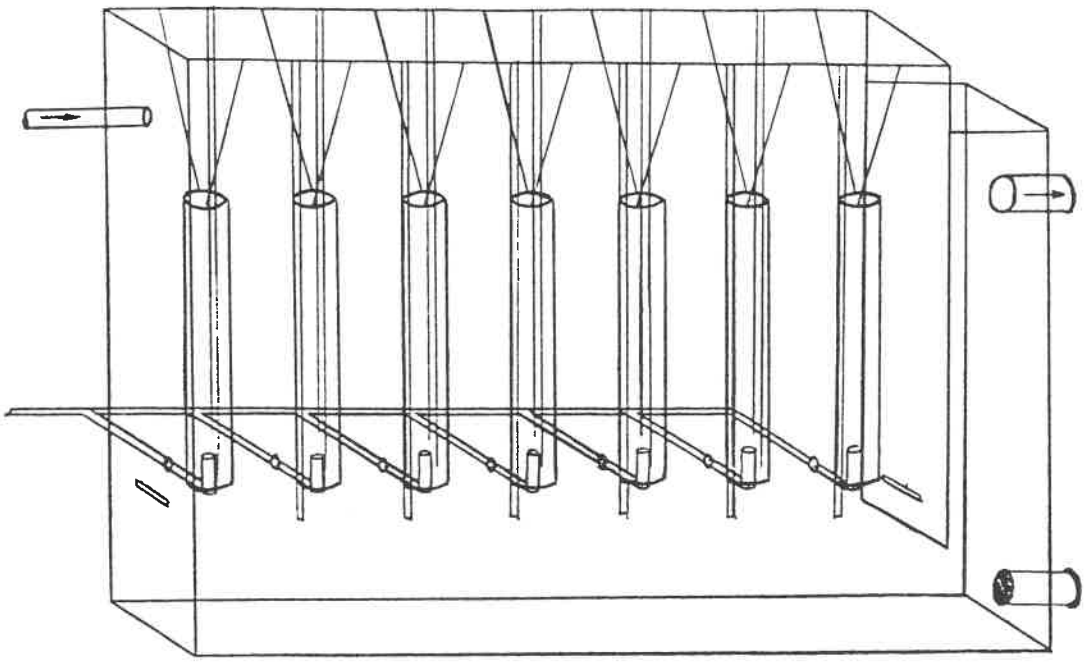

FIGURE 8 : Configuration "Tubes" du RBFI à cuve rectangulaire.

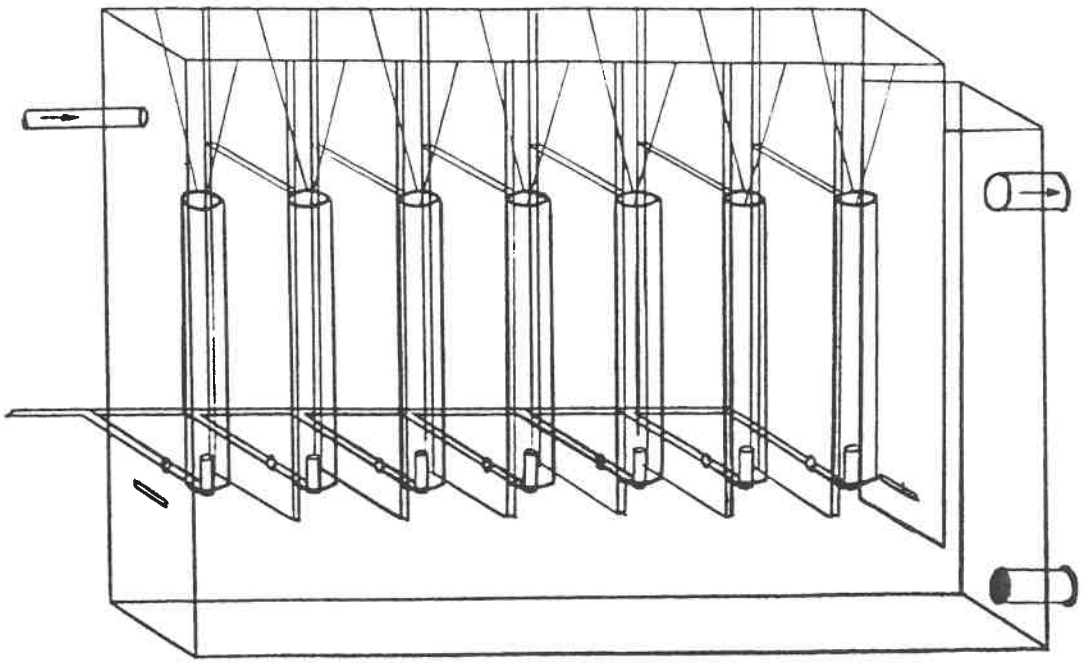

FIGURE 9 : Configuration "Tubes et chicanes" du RBFI à cuve rectangulaire.

2.1.1 Caractéristiques du RBFI à cuve rectangulaire.

- Dimensions de la cuve rectangulaire :

.Longueur : 0,80 m
.Largeur : 0,10 m
.Hauteur : 0,80 m

.Longueur de la zone de bioréaction : 0,70 m
.Longueur de la zone de décantation : 0,10 m

- Dimensions des tubes internes :

.Diamètre : 0,045 m
.Longueur : 0,400 m
.Epaisseur : 0,005 m

- Dimensions des chicanes :

.Largeur : 0,110 m
.Hauteur : 0,470 m
.Epaisseur : 0,005 m

- Dimensions de la fente :

.Longueur : 0,700 m
.Largeur : 0,025 m
.Hauteur : 0,400 m

- Volume utile : $5,20 \times 10^{-2}$ m^3

2.1.2 Caractéristiques du système d'aération.

.Filtre à air : PALL CANADA, modèle MDA 4463G80
150 psig max., 0,0095 m^3/s max.
Cartouche Millipore PCC4463SU

.Rotamètre : F&P Co. Ltd.
0,0025 m^3/s max.

.Manomètre : MATHESON Co.
0-100 psig max.

.Compteur à gaz : CANADIAN METER CO. LTD
modèle ALM425

.Régulateur de pression : MASTER PNEUMATIC
modèle R75
0-100 psig max.

.Diffuseurs d'air :

1) Orifices uniques de 0,01 m.
2) Cône tronqué renversé de 0,015 m de diamètre avec 8 orifices de 0,001 m disposés à la circonférence.

2.1.3 Caractéristiques du système d'alimentation de substrat.

.Pompe : péristaltique à débit variable
MASTERFLEX (COLE PALMER)
modèle R-7520-18

.Réservoir : ZERO MILK TANK
modèle T-20
réfrigération à 4°C
agitateur à vitesse variable
capacité de 900 litres

2.1.4 Support des microorganismes.

Des billes de polystyrène expansé sont utilisées comme support aux microorganismes à cause de leur densité plus faible que celle de l'eau (environ 50 Kg/m^3), de la possibilité de les tamiser et d'obtenir un diamètre voulu, de leur géométrie simple, de leur surface déjà rugueuse avant traitement et de la facilité de manipulation.

Les billes sont d'abord tamisées puis traitées au mélangeur domestique avec de la terre diatomée fine et du charbon activé en poudre afin de les rendre plus rugueuses et ainsi faciliter l'adhésion des microorganismes. Le rapport volumique bille-terre diatomée-charbon utilisé est de 85-12.5-1. Un traitement de 20 minutes augmente suffisamment la température pour réduire le diamètre des billes d'environ 15%. Les billes sont ensuite rincées à l'eau pour enlever le surplus de terre diatomée et de charbon.

2.2 Méthodes d'analyse.

a) Caractérisation des billes de polystyrène expansé.

Les particules-support ont été caractérisées avant d'être introduites dans le réacteur. La porosité du lit de billes a d'abord été déterminée de la façon suivante : la quantité d'eau nécessaire à combler le vide d'un lit de billes de volume connu contenues dans un cylindre gradué a été déterminée par dosage à l'aide d'une pipette. Le rapport du volume de liquide utilisé au volume total équivaut ainsi à une porosité de 43,5%.

Le diamètre moyen des billes a été mesuré à l'aide d'un microscope avec vernier.

A partir de la porosité et à l'aide d'une balance analytique et d'un cylindre gradué de 10 ml, on a mesuré la masse volumique des billes.

Le nombre total de billes utilisées dans le réacteur a donc été déterminé à partir de la masse totale des billes, de la masse volumique et du diamètre moyen.

b) Concentration de substrat.

La demande chimique en oxygène (DCO) a été utilisée pour mesurer la concentration en polluant alimenté au réacteur ainsi que la concentration résiduelle. Cette mesure de la DCO représente la concentration de substrat. Le lactosérum est composé à 68% de lactose et de 11,5% de protéines. La demande chimique théorique en oxygène du lactose est de 1,12 g d'oxygène/g de lactose alors que la demande chimique en oxygène du lactosérum est de 1,05 g d'oxygène/g de lactosérum, soit 1,54 g d'oxygène/g de lactose. La différence de 1,12 à 1,54 provient des protéines, d'autres matières organiques et d'impuretés. La DCO a été mesurée selon la méthode de l'oxydation au dichromate de potassium et à l'acide sulfurique de la matière organique en utilisant le microtest de la compagnie HACH.

c) Concentration de biomasse libre en suspension.

La concentration de biomasse libre en suspension, aussi appelée "solides volatils en suspension" (SVS), a été mesurée sous la forme de la matière organique volatile. Ce test se faisait en deux étapes : un échantillon de 25 ml du liquide du réacteur était centrifugé à 5000 RPM pendant 20 minutes dans la centrifuge à vide BECKMAN (modèle J2-21). Le surnageant était gardé pour analyse de la DCO résiduelle et on récupérait le culot de sédiments. Ce culot, composé

d'environ 60 % de biomasse, était placé dans un creuset préalablement pesé et séché à 105° C pendant 24 heures. Cette pesée donnait la matière sèche totale. La deuxième étape consistait à calciner la matière sèche totale à 550° C pendant 2 heures. On obtenait ainsi la masse des cendres. La matière volatile était la différence entre la matière sèche totale et les cendres. Les masses impliquées étaient faibles et les creusets ont été manipulés avec des pinces et placés dans un dessicateur avant chaque pesée.

d) Densité du biofilm.

De la biomasse libre sédimentée au fond du réacteur a été pompée et étendue uniformément sur un support à fines ouvertures laissant filtrer l'eau en excès. L'épaisseur de la couche de biomasse, et donc son volume humide, ont été déterminés. La biomasse a alors été séchée à 70° C pendant 24 heures puis pesée. On a pu donc calculer la densité du biofilm en poids de matière sèche par volume humide.

e) Epaisseur du biofilm et concentration de biomasse fixée.

L'épaisseur du biofilm sur les billes de polystyrène était déterminée à partir d'un échantillon de 100 à 150 bioparticules qui étaient séchées à 70° C pendant 24 heures et par la suite comptées et pesées. La masse et le diamètre moyen du support étaient connus ainsi que la densité du

biofilm. L'épaisseur humide du biofilm pouvait donc être calculée à partir de la masse moyenne d'une bioparticule. Des échantillons de bioparticules étaient pris à 0,05 m du niveau du liquide (haut) ainsi qu'à 0,40 m (bas). L'épaisseur du biofilm a été déterminée pour les deux niveaux. La masse moyenne de biomasse par bille entre les niveaux supérieur et inférieur ramenée au nombre total de billes dans le réacteur et divisée par le volume utilisé donnait la concentration de biomasse fixée.

f) pH.

Le pH a été mesuré avec un pHmètre électronique de marque FISHER accumet (modèle 825 MP). Une calibration à trois points avec des solutions de pH 3, 7 et 10 était effectuée.

g) Débits d'opération.

Le débit liquide dosé par une pompe péristaltique était mesuré par dérivation du courant d'alimentation à l'aide d'un cylindre gradué de 1 litre et d'un chronomètre. Le débit d'air était mesuré sur un rotamètre gradué entre $3,50 \times 10^{-4}$ et $2,20 \times 10^{-3}$ m^3/s.

h) <u>Oxygène dissous.</u>

L'oxygène dissous a été mesuré à l'aide d'une sonde à oxygène de marque YSI (modèle 58). Un ordinateur IBM PC enregistrait la lecture de la concentration d'oxygène dissous à toutes les 10 secondes pendant 15 minutes et donnait la moyenne des lectures. La concentration de saturation du liquide du réacteur a été mesurée et correspond à 96,5% de la concentration de l'eau aux mêmes conditions de température et de pression.

CHAPITRE 3 : PRESENTATION DES RESULTATS EXPERIMENTAUX.

La discussion des résultats expérimentaux est présentée en quatre chapîtres, soient la faisabilité du biotraitement d'un effluent de fromagerie reconstitué dans un RBFI à cuve rectangulaire et la stabilité de l'opération à long terme, l'hydrodynamique et le mélange dans le réacteur, le transfert de matière et l'aération, et finalement les performances du RBFI à cuve rectangulaire face à des augmentations de charge organique alimentée.

3.1 FAISABILITE ET STABILITE A LONG TERME.

Cette partie du projet vise à vérifier la faisabilité du procédé de biotraitement d'un effluent de fromagerie reconstitué au lactosérum, à l'aide d'une culture mixte de microorganismes immobilisés sur des billes de polystyrène, dans un réacteur à biofilm à fluidisation inversée (RBFI) à cuve rectangulaire. Trois configurations d'aération sont utilisées. L'effet du diamètre des billes-support et des éléments nutritifs sur les performances du bioréacteur est aussi analysé. L'étude porte également sur la stabilité de l'opération de biotraitement à long terme.

3.1.1 Substrat utilisé.

Le choix du substrat principal utilisé pour cette étude de biotraitement s'est porté vers un effluent-type de fromagerie, lequel contient principalement du petit-lait (whey). Un effluent de fromagerie peut ainsi être reconstitué de façon assez fidèle à l'aide d'une poudre de lactosérum. Les facteurs ayant mené au choix de ce substrat sont les suivants : la poudre de lactosérum s'obtient facilement et est peu dispendieuse; elle est facilement stockable et très stable; de plus ce substrat se prépare facilement en ajoutant simplement de l'eau à la poudre et est biodégradable par une population mixte de microorganismes.

Le lactosérum en poudre utilisé est obtenu de la Coopérative Fédérée de Québec [58] en sac de 25 Kg. Il est produit par séchage par atomisation du petit-lait.

Le lactose est le principal composant de la poudre de lactosérum dont la composition est indiquée au tableau 2. Il représente 68% de la masse du lactosérum. 11,5% est composé de protéines.

La DCO théorique du lactose est de 1,12 g d'oxygène/g de lactose alors que la DCO du lactosérum est de 1,05 g d'oxygène/g de lactosérum. Selon Van den Berg [59], l'effluent de fromagerie type contient un rapport

DCO/azote/phosphore de 100/4/1,1, une alcalinité de 1,07 g/l et un pH variant de 2 à 11. De l'azote et du phosphore ont été ajoutés à la poudre de lactosérum, tel qu'indiqué à la section 3.1.4.2, de façon à compenser cette déficience de la poudre utilisé comme substrat principal.

Composition (% poids)	
Lactose	68,0
Protéines	11,5
Cendre	8,0
Humidité	5,0
Matières grasses	1,2
Coliformes /g	10

Tableau 2 : Composition de la poudre de lactosérum [58].

3.1.2 Essai de trois configurations d'aération.

a) Aération avec sept tubes internes.

Le RBFI à cuve rectangulaire, contenant environ 2 050 000 billes de polystyrène expansé formant un lit fixe de 0,08 m, a été inoculé avec une culture mixte provenant de boues d'usine de traitement d'eau municipale et opéré avec sept tubes internes formant ainsi sept air-lifts reliés les uns aux autres par la zone externe (Figure 8). Quelques problèmes sont survenus avec l'utilisation de ces tubes. Premièrement, les tubes qui étaient fabriqués de plexiglass étaient trop légers et avaient tendance à remonter dû au

passage à l'intérieur du liquide et du gaz. Des plaques d'acier inoxydable ont été collées au bas des tubes pour les stabiliser. Le haut des tubes oscillait quand-même et ceci causait une mauvaise redistribution du liquide sortant des tubes internes et retournant dans la zone externe, favorisant ainsi l'écoulement préférentiel et l'éclosion de zones où les billes du lit fixe étaient peu arrosées.

b) <u>Aération avec sept tubes internes et chicanes.</u>

Les tubes auraient pu être fixés de façon rigide au réacteur. Toutefois, 6 plaques (chicanes) de plexiglass formant sept air-lift distincts reliés par le bas ont été installées. Cette solution, qui était une des configurations possibles envisagées au début du projet, était plus simple à effectuer et aurait dû stabiliser les tubes en formant des sections compactes où l'écoulement aurait été plus uniforme et les billes du lit plus stables.

Tel que montré à la figure 9, les plaques étaient insérées dans des glissoires pratiquées dans les parois internes du réacteur. Elles avaient pour but d'empêcher les billes de passer d'une section à l'autre tout en permettant au liquide de circuler en entrant par le bas du air-lift sous la chicane, créant ainsi un réacteur de type piston-dispersé.

Encore une fois, des problèmes sont survenus. Les parois du réacteur avaient légèrement tendance à s'écarter dû à la longueur de la cuve et à la pression de l'eau. Des billes pouvaient donc passer d'une section à l'autre en s'infiltrant entre la plaque formant la chicane et la paroi du réacteur. Les débits d'air des sept conduites avaient été mesurés et semblaient suffisamment égaux pour la bonne opération du réacteur. Mais comme il n'y avait pas une distribution égale du débit d'air dans chacune des sept entrées, les billes avaient tendance à être déplacées des sections à plus forte recirculation de liquide vers les zones à plus faible aération, créant une accumulation. Le resserrement du haut du réacteur et l'équilibrage des débits d'air n'ont pu éliminer complètement ces problèmes. Il est apparu clair que même si le montage expérimental aurait pu être reconçu pour corriger ces difficultés, le design de l'appareil aurait été inutilement complexe pour une unité de traitement des eaux et d'opération trop délicate pour répondre aux critères de robustesse des installations à grande échelle.

c) <u>Aération avec une fente.</u>

L'utilisation d'une fente a permis d'éliminer ces problèmes. La fente, représentée à la figure 7, remplaçe les tubes en créant une ouverture d'aération sur toute la longueur du réacteur. En plus d'être stable, elle permet également de mieux maintenir en suspension la biomasse libre

ayant tendance à décanter lorsque le réacteur est opéré en culture libre sans billes. La fente a été utilisée pour le reste de l'étude.

3.1.3 Conditions d'opération.

Dans un premier essai avec la fente, le lactosérum a été alimenté en continu à une concentration d'environ 800 mg DCO/l pour un temps de résidence hydraulique (θ_H) de 14 heures. Le débit d'air (G) était maintenu au minimum permettant de fluidiser légèrement le lit de particules, soit 8,25 x 10^{-4} m^3/s, et favoriser le développement d'un biofilm sur des billes peu mobiles. Le niveau du liquide était à 0,02 m au-dessus du niveau supérieur de la fente. Le tableau 3 contient les conditions opératoires initiales.

Configuration	Fente
Substrat	Lactosérum
S_o (mg DCO/l)	800
θ_H (h)	14
G (m^3/s)	8,25 x 10^{-4}
H_{niv} (m)	0,02
N	2 050 000
d_p (x10^4 m)	8,0-18,5
ρ_p (kg/m^3)	110
Diffuseurs d'air	Orifices uniques

Tableau 3 : Conditions d'opération initiales. Etude de faisabilité.

3.1.4 Résultats et discussion.

3.1.4.1 Effet du diamètre des billes-support.

Pour ce premier essai, les billes tamisées grossièrement avaient un diamètre compris entre $8,0 \times 10^{-4}$ m et $1,85 \times 10^{-3}$ m. Le nombre de billes utilisées était d'environ 2 050 000, pour une hauteur de lit fixe de 0,08 m. Cependant une stratification en deux couches s'est faite au fur et à mesure que le biofilm s'est développé sur les billes. La couche supérieure comprenait des billes de diamètres variant de $1,50 \times 10^{-3}$ à $1,85 \times 10^{-3}$ m et la couche inférieure, des billes de $8,0 \times 10^{-4}$ à $1,60 \times 10^{-3}$ m. Les billes de la couche supérieure n'avaient pas de biofilm tandis que les plus petites billes de la couche du bas en avaient.

Toutefois, la taille du biofilm des billes de la couche inférieure est rapidement devenue supérieure à celle des particules-support, ce qui a favorisé l'attachement des bioparticules entre elles pour former des agglomérats de plus en plus volumineux. Les fines billes se trouvaient donc attachées à la biomasse plutôt que de lui servir de support.

Les billes ont alors été retirées du réacteur. D'autres billes tamisées dans une gamme plus étroite ayant un diamètre compris entre $1,15 \times 10^{-3}$ et $1,45 \times 10^{-3}$ m et une

moyenne de 1,30 x 10^{-3} m sont utilisées pour la suite de l'expérience. La densité des billes après traitement à la terre diatomée et au charbon en poudre est de 110 kg/m^3 et leur nombre était estimé à 1 535 000.

Cette gamme de diamètre a été choisie pour les raisons suivantes: avec de plus petites billes, le lit fluidisé inversé n'est plus un ensemble de particules isolées mais des agglomérats de billes et de biomasse. Pour des diamètres supérieurs, les billes ont plus tendance à flotter et sont ainsi plus difficiles à fluidiser, offrant aussi moins de surface par unité de volume à la fixation des microorganismes. La gamme utilisée a alors été déterminée comme optimum au biotraitement en culture mixte immobilisée.

3.1.4.2 Alimentation d'éléments nutritifs.

Des éléments nutritifs ont été ajoutés au lactosérum dans le but d'avoir un rapport d'alimentation DCO-N-P de 125-5-1 mg/l : 52.4 mg/l de sulfate d'ammonium $(NH_4)_2SO_4$, 115.0 mg/l de bicarbonate d'ammonium NH_4HCO_3 et 35.9 mg/l de phosphate de potassium dibasique K_2HPO_4.

Les éléments nutritifs, principalement l'azote, le souffre et le phosphore, sont essentiels à la croissance des microorganismes et un rapport d'alimentation de 125-5-1 a été déterminé comme étant optimal en système de boues activées conventionnel. Toutefois, peu de données sont

actuellement disponibles à ce sujet pour des systèmes à immobilisation de biomasse et ce rapport a servi de référence de départ pour biotraiter le lactosérum.

Le sulfate d'ammonium fournit de l'azote et du souffre, le bicarbonate d'ammonium, de l'azote et de l'alcalinité, et le phosphate de potassium, du phosphore.

Au cours de cette expérience, divers rapports d'alimentation ont été investigués, toujours dans le but de favoriser la formation d'un biofilm. Un débalancement des éléments nutritifs a un effet direct sur la croissance des microorganismes et donc sur la formation de polysaccharides, principal lien entre les microorganismes et le support.

3.1.4.3 Croissance du biofilm.

Les diverses conditions opératoires utilisées lors de l'étude sont résumées au tableau 4.

Durant les trois premiers jours de l'expérience, le temps de séjour hydraulique, calculé sur la base du volume occupé par le lit expansé soit 0,0315 m^3 , a été maintenu à 14 heures avec une alimentation en lactosérum d'environ 500 mg DCO/l. L'aération était de 8,25 x 10^{-4} m^3 d'air/s . Pour les jours 3 à 7, la charge organique alimentée a été doublée, en diminuant le temps de résidence à 7 heures, de façon à favoriser une grande croissance bactérienne. Le

Période (jours)	Subst.	θ_H (h)	S_o (mg/l)	DCO-N-P (mg/l)	G x10^4 (m^3/s)
0-3	L(1)	14	580	125-5.0-1.0	8,25
3-7	L	7	580	125-3.5-0.7	8,25
7-15	L	7	910	125-2.0-0.4	8,25
15-23	G(2)	7	910	125-3.0-0.6	8,25
23-25	G	7	910	125-3.0-0.6	15,6
25-28	G	7	910	125-3.0-0.6	7,53
28-43	G	7	910	125-3.0-0.6	7,53
43-45	.75G+.25L	7	910	125-3.0-0.6	7,53
45-48	.5G+.5L	7	910	125-3.0-0.6	7,53
48-51	.25G+.75L	7	910	125-3.0-0.6	7,53
51-74	L	7	775	125-3.0-0.6	7,53
74-88	Arrêt - Install. de nouveaux diffuseurs				
88-95	L	7	750	125-3.0-0.6	7,53
95-98	L	7	1275	125-5.0-1.0	7,53
98-120	L	7	2290	125-5.0-1.0	7,53
120-125	L	7	800	125-5.0-1.0	7,53
125-132	L	7	800	125-5.0-1.0	8,73
132-139	L	7	800	125-5.0-1.0	9,95
139-144	L	7	800	125-5.0-1.0	11,2
144-169	L	7	800	125-5.0-1.0	7,53

(1) L = Lactosérum
(2) G = Glucose

Tableau 4 : Conditions d'opération en biotraitement de l'étude de stabilité à long terme.

rapport d'alimentation DCO-N-P a aussi été modifié dans l'espoir de stimuler l'attachement des microorganismes aux billes-support. Aucun biofilm n'était encore formé. Durant la deuxième semaine, des jours 7 à 15, la charge organique alimentée a encore été augmentée avec une DCO d'environ 900 mg/l, toujours sans formation de biofilm.

Le lactosérum a alors été remplacé par le glucose comme substrat alimenté, avec un rapport de 125-3.0-0.6 mg/l. Ces conditions avaient permis de fixer un biofilm de culture mixte dans le air-lift tubulaire de 4 litres [24]. Des boues municipales ont aussi été alimentées en continu à partir du 15e jour afin d'augmenter la masse bactérienne.

Toutes ces conditions d'opération n'ont pas permis de fixer de microorganismes sur les billes de polystyrène. Le débit d'air de $8,25 \times 10^{-4}$ m^3/s permettait de garder le lit de billes en très légère fluidisation inversée, presque immobiles. Cependant, il a été observé que sur les parois du réacteur, en-dessous du lit de billes, il y avait fixation de microorganismes et donc que la turbulence exercé par le liquide n'affectait pas l'immobilisation. En maintenant fixes les autres conditions d'opération, le débit d'air a alors été augmenté à $1,56 \times 10^{-3}$ m^3/s de façon à ce que le lit soit pleinement expansé i.e. que les billes commencent à recirculer dans la fente. Après 1.5 jour, il y avait fixation notable de biomasse sur les billes et le débit d'air a pu être diminué à $7,53 \times 10^{-4}$ m^3/s , soit le plus

bas possible pour maintenir la pleine expansion.

L'expansion accrue du lit résultant de l'augmentation du débit gazeux a donc permis de distancer les billes les unes des autres et, même si elles étaient en mouvement très turbulent, le contact bille-liquide ne nuisait pas à la formation d'un film de microorganismes contrairement au lit semi-fixe où les billes étaient en continuel contact bille-bille créant ainsi une plus grande abrasion du biofilm.

3.1.4.4 Stabilité et performances à long terme.

L'étude complète a porté sur une période de 169 jours durant laquelle les paramètres suivants ont été suivis : demande chimique en oxygene (DCO) alimentée et résiduelle, concentration de biomasse libre et fixée, oxygène dissous, pH, débits liquides et gazeux.

a) Evolution des paramètres de performance.

Le glucose a été graduellememt remplacé par le lactosérum à partir du 43e jour. Du 43e au 45e jour, 25% (pds/pds) de lactosérum a été alimenté avec 75% de glucose, du 45e au 48e jour, 50% de lactosérum, du 48e au 51e, 75% de lactosérum, et à partir du 51e jour, 100% de lactosérum.

La figure 10 illustre l'évolution de l'épaisseur du biofilm sur la période d'étude. On remarque que la croissance initiale du biofilm est très rapide. En effet, l'épaisseur du biofilm des billes échantillonnées au bas du lit expansé (BAS) à 0,4 m du niveau du liquide, a atteint 500 μm après seulement 4 jours de croissance tandis que le biofilm des billes échantillonnées au haut du lit expansé (HAUT) à 0,05 m du niveau du liquide, a suivi la même évolution avec 430 μm après 3 jours. L'expérience a montré que le biofilm des billes prises en haut du lit expansé était plus petit que celui des billes prises au bas. L'observation microscopique des billes du lit a donné les résultats suivants : le biofilm des billes du haut était en lambaux et des morceaux semblaient avoir été arrachés alors que le biofilm des billes du bas était plus gros et plus uniforme. De plus, aucun érodeur n'a été utilisé. Le diamètre du biofilm des billes se maintenait presque constant en fonction de la hauteur dans le lit expansé.

Le modèle suivant pourrait expliquer les observations effectuées. Le biofilm croissant, les billes devenaient plus lourdes et plus faciles à entraîner par le liquide et, arrivées au bas du lit, retournaient par la fente au haut du lit. Cependant, lors de leur remontée à l'intérieur de la fente, il y avait effritement du biofilm fragile, soit par frottement contre la paroi, soit par contact avec les jets d'air, contacts qui seraient assez violents. Les billes du haut du lit expansé seraient ainsi plus légères que celles

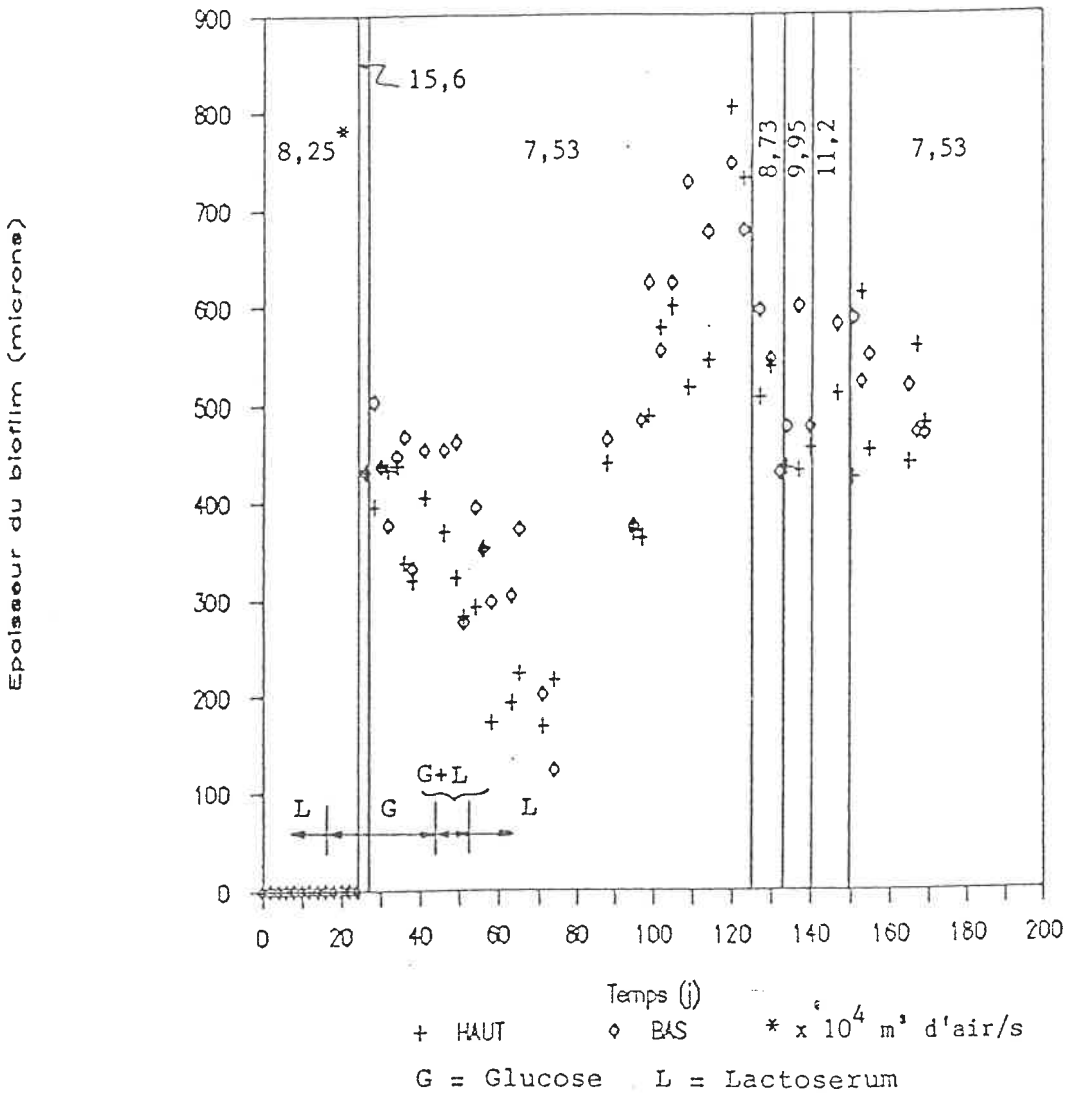

FIGURE 10 : Evolution de l'épaisseur du biofilm sur la période d'étude de stabilité.

du bas avec un biofilm arraché en partie.

Il est intéressant de remarquer de la figure 11 illustrant l'évolution de la masse de biomasse par bioparticule que selon la concentration d'alimentation en substrat, i.e. la charge alimentée (valeur moyenne de la période), la masse de biomasse par bioparticule semble se stabiliser à un niveau différent. Ainsi, on remarque une diminution de la biomasse par bioparticule en passant de la période 26-51e jour à la période 51-74e jour, alors que la charge alimentée a également diminuée de 3,1 à 2,6 Kg DCO/ m^3.j. Au 74e jour, de nouveaux diffuseurs remplaçant les orifices uniques ont été installés. Les diffuseurs avaient la forme d'un cône tronqué renversé de 0,015 m de diamètre ayant 8 orifices de 0,001 m en périphérie. Après l'installation des nouveaux diffuseurs d'air, l'augmentation graduelle de la charge alimentée de 2,6 à 4,4 puis à 7,9 kg DCO/m^3.j a provoqué une augmentation de la masse fixée sur les particules atteignant même des épaisseurs de biofilm de 800 μm. Il semble donc que, dans ce bioréacteur où l'attrition du biofilm s'effectue continuellement et de façon naturelle, l'épaisseur du biofilm, δ, soit fonction de la concentration de substrat alimentée (S_o) i.e. $\delta = F[S_o]$. La section 3.4 étudie en détail l'effet de l'augmentation de la charge alimentée sur l'épaisseur du biofilm et donc la relation $\delta = F[S_o]$.

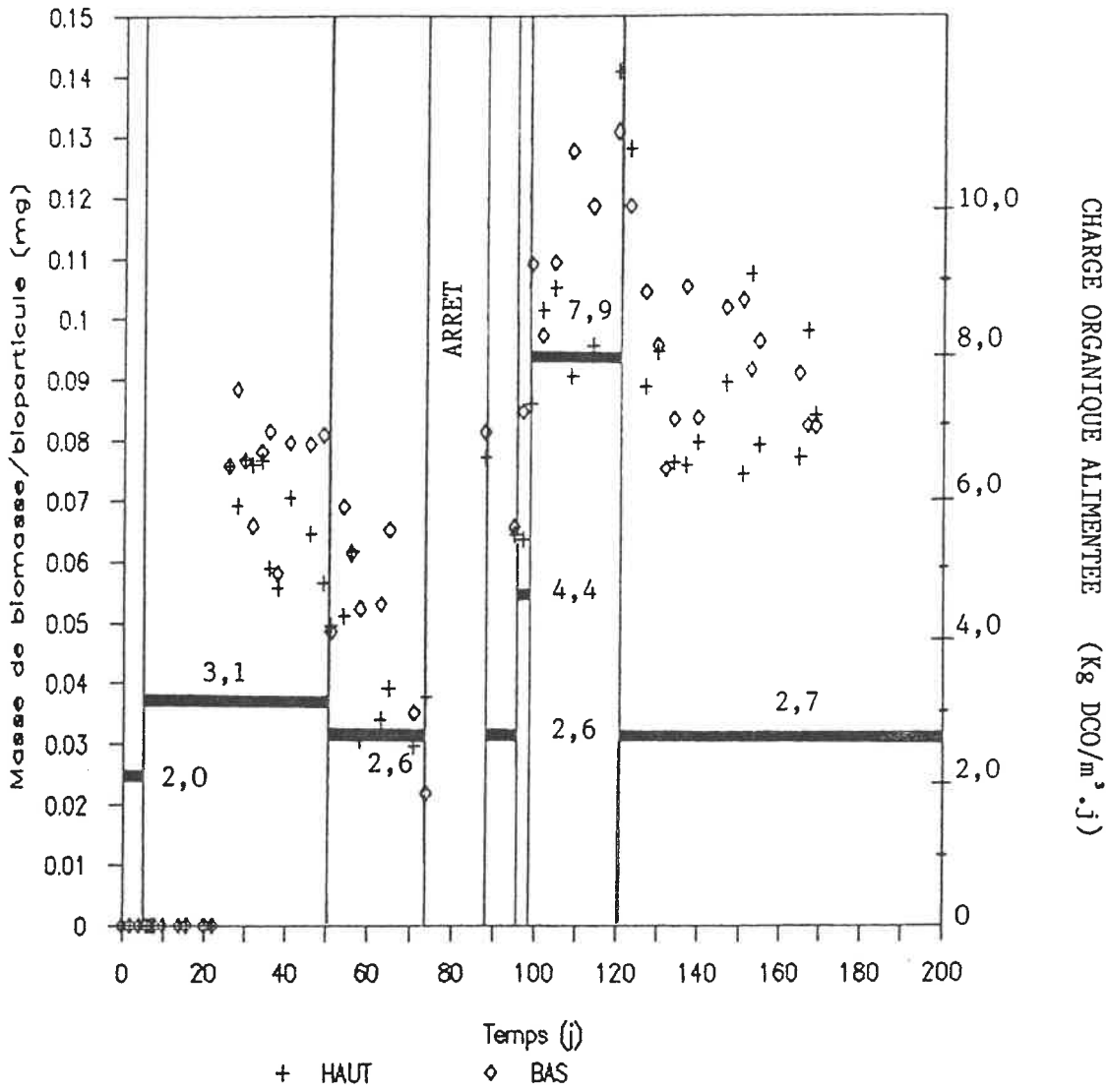

FIGURE 11 : Evolution de la masse de biomasse par bioparticule sur la période d'étude de stabilité.

La période d'arrêt pour l'installation des nouveaux diffuseurs d'air a duré 14 jours. Durant cette période, les bioparticules ont été conservées dans un bassin aéré et alimenté de lactosérum. Les performances lors du redémarrage du réacteur n'ont pas semblé affectées par cette opération.

L'épaisseur moyenne du biofilm avec les diffuseurs à 8 orifices a semblée être augmentée, à charge égale, par rapport aux orifices uniques, se maintenant entre 400 et 600 μm à partir du 120e jour à une charge de 2,7 kg DCO/m^3.j, alors qu'elle était beaucoup plus faible, entre 100 et 200 μm à 2,6 kg DCO/m^3.j avec les diffuseurs à orifices uniques. L'attrition dans la zone interne due aux bulles de gaz serait ainsi beaucoup moindre. Ceci était un des buts du changement de diffuseurs en plus de viser une augmentation de l'oxygénation et une uniformisation de la fluidisation.

L'alimentation de 0,0054 m^3 de boues municipales par jour en continu entre les jours 15 et 28 a permis de maintenir une concentration élevée de microorganismes libres, mesurée sous forme de solides volatils en suspension (SVS) jusqu'à 724 mg/l, tel que le montre la figure 12. Suite à la formation du biofilm, les SVS ont chuté à 224 mg/l. La biomasse qui était en suspension aura alors servi à former le biofilm sur les billes. A partir du 28e jour, soit à l'arrêt de l'alimentation de boues municipales, la concentration de SVS a diminué à 172 mg/l. Par la suite, la concentration de biomasse libre s'est généralement maintenue

entre 100 et 300 mg/l sauf durant la période d'augmentation de charge où les SVS ont augmenté jusqu'à environ 550 mg/l.

La figure 13 représente les DCO alimentée et résiduelle en fonction du temps. La variation de la concentration de l'alimentation est due à la contamination du lactosérum, même si ce substrat était conservé dans un réservoir réfrigéré. La DCO résiduelle s'est généralement maintenue autour de 90 mg/l sauf au moment de l'augmentation de charge où elle a grimpé à 600 mg/l. Des échantillons pris à différents endroits du réacteur ont montré que la DCO était constante et que le réacteur pouvait être considéré comme parfaitement mélangé par rapport à la phase liquide.

Globalement la conversion s'est maintenue au-dessus de 70%, généralement autour de 90%. Ce qui est efficace pour un système continuellement alimenté par une charge variable. La figure 14 illustre d'ailleurs le peu d'effet de la charge alimentée sur la conversion du substrat pour des charges variant entre 1 et 4 Kg DCO/m^3.j et la figure 15, pour les hautes charges étudiées. La charge maximale alimentée a été de 9.8 kg DCO/m^3.j, ce qui place ce bioréacteur dans la zone d'opération des réacteurs anaérobies, traditionnellement reconnus pour leur efficacité à biotraiter des effluents à forte charge.

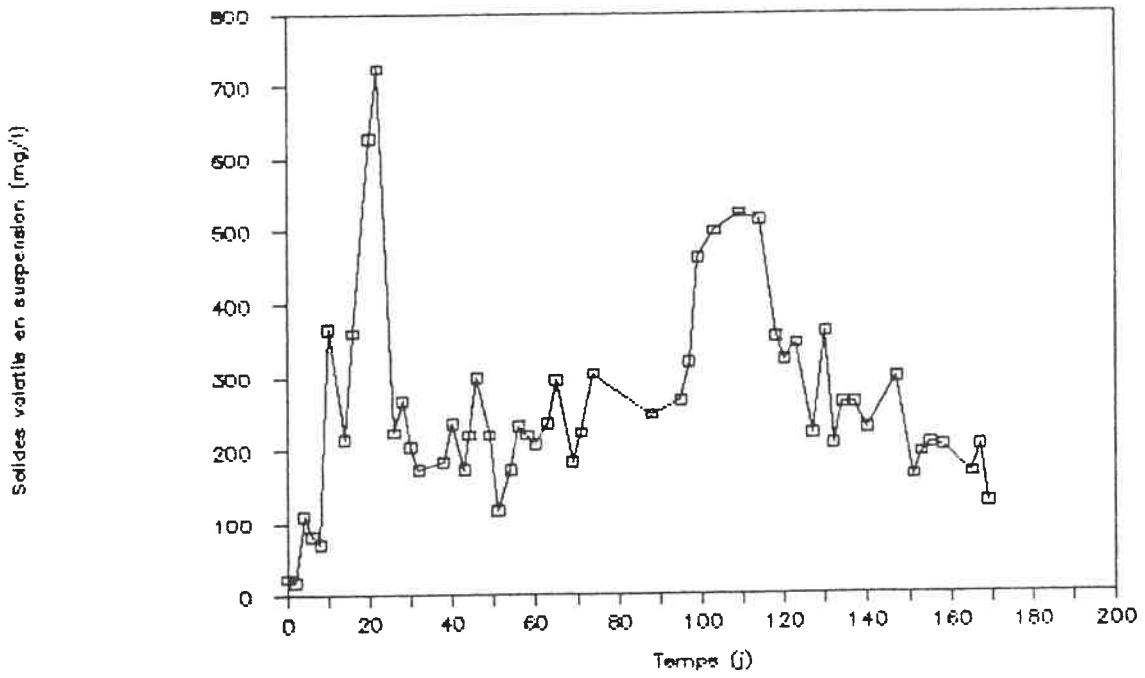

FIGURE 12 : Concentration de solides volatils en suspension sur la période d'étude de stabilité du réacteur.

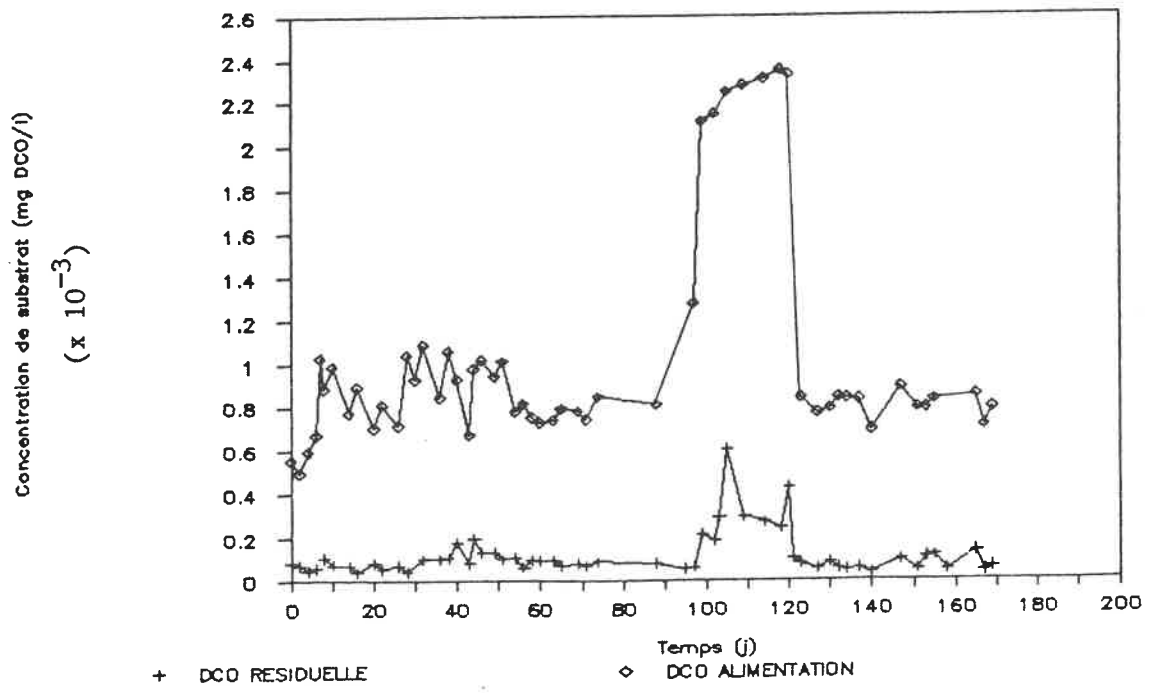

FIGURE 13 : Concentration en substrat alimenté et résiduel sur la période d'étude de stabilité.

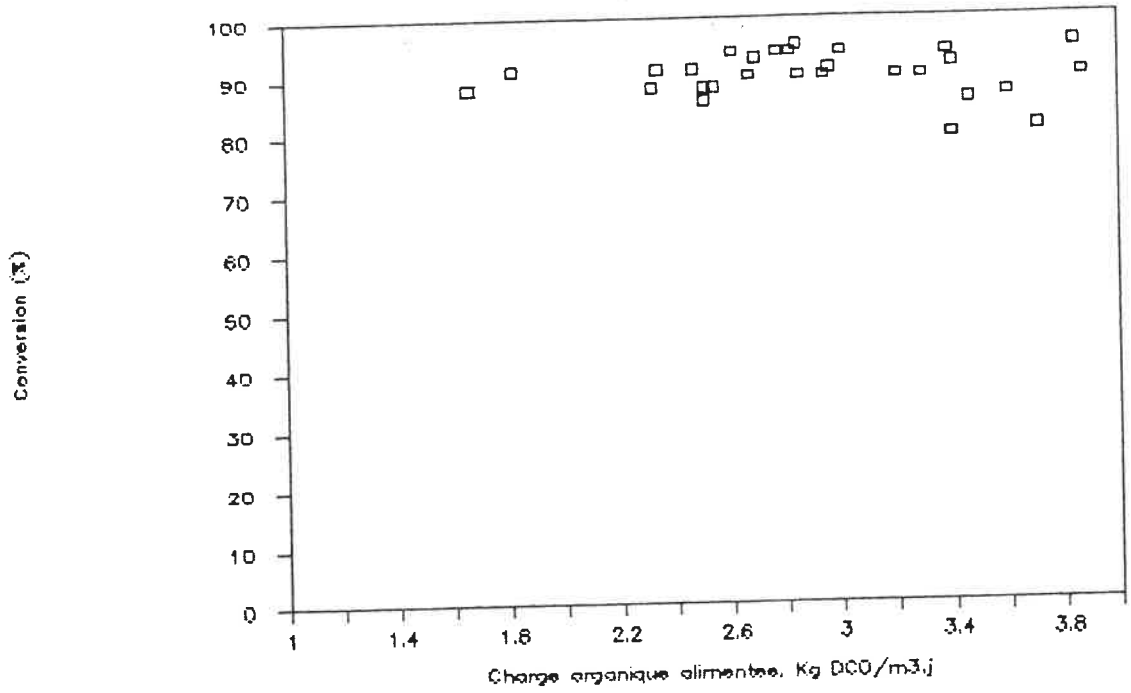

FIGURE 14 : Effet de la charge alimentée sur le % de conversion du substrat par les microorganismes - charge moyenne.

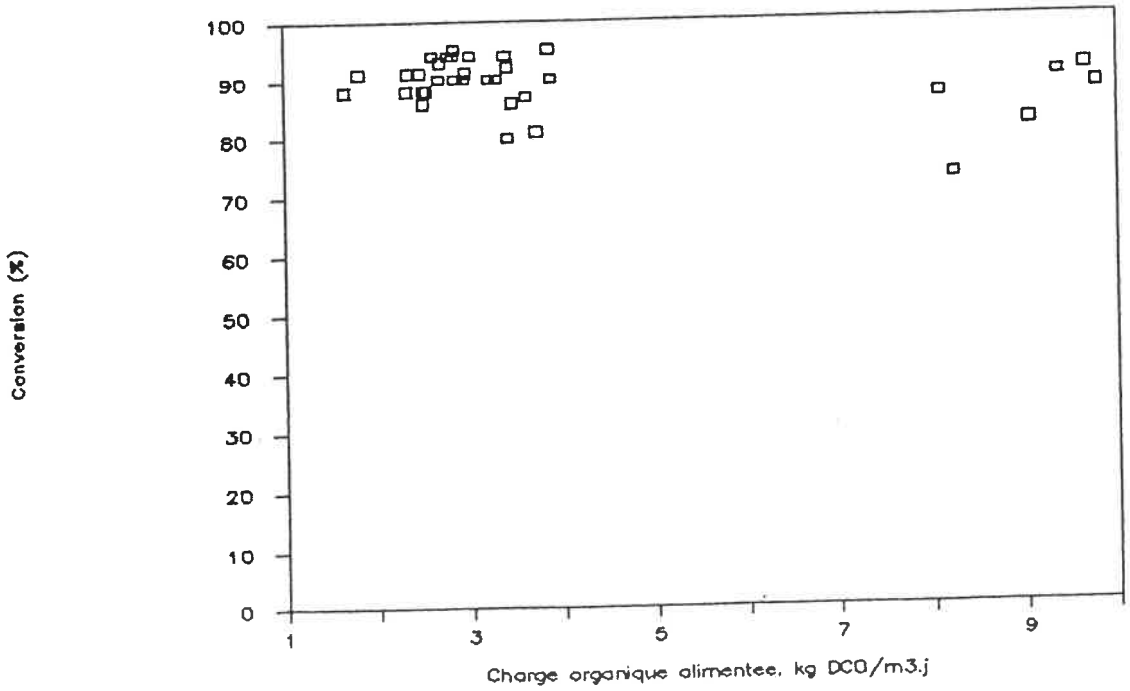

FIGURE 15 : Effet de la charge alimentée sur le % de conversion du substrat par les microorganismes - haute charge.

b) Culture mixte.

La culture mixte observée au microscope, autant les microorganismes libres que les microorganismes fixés sur les billes, était composée de bactéries, de moisissures, de protozoaires et de rotifères. La présence de tous ces microorganismes, surtout dans le biofilm, indique qu'il existe un équilibre biologique parmi les espèces de la culture, ce qui est très favorable à la dégradation efficace d'un substrat.

c) pH et température.

Parmi les nutriments ajoutés au lactosérum alimenté, le NH_4HCO_3 servait de tampon en fournissant l'alcalinité requise pour maintenir le pH du réacteur supérieur à 7. Sur la période de l'étude, le pH de l'alimentation s'est maintenu autour de 7.7 et, celui du réacteur, de 7.3. L'effet du bicarbonate d'ammonium sur le pH du réacteur et la nécessité de l'employer ont été vérifiés en cessant l'ajout de ce produit à l'alimentation. Suite à cette manoeuvre, le pH de l'alimentation a chuté à 7.2 et celui du réacteur en-dessous de 7, à environ 6.9. Comme les moisissures et les bactéries filamenteuses se retrouvent en grand nombre dans des conditions de pH faible (optimum de 6.5 pour les moisissures) et que ces microorganismes nuisent à la décantation des boues et au transfert de matière dans le réacteur, l'utilisation de ce produit s'est avérée

nécessaire pour biotraiter efficacement le lactosérum.

Le réacteur à cuve rectangulaire n'a pas été conçu en fonction d'un contrôle de la température, à cause des complications que cela aurait apporté à sa construction. La température s'est toutefois maintenue entre 15 et 24°C, généralement autour de 18°C. La température optimale des bactéries mésophiles est de 25-30°C. L'opération à une température inférieure à 20°C ralentit donc les performances du réacteur.

d) Oxygène dissous.

Le profil de la concentration d'oxygène dissous dans la zone externe a été établi. Les conditions dans le réacteur étaient les suivantes : DCO résiduelle = 80 mg/l, SVS = 300 mg/l, θ_H = 7 heures, G = 7,53 x 10^{-4} m^3/s. Le profil échantillonné au centre du réacteur avec les orifices uniques initiaux est représenté à la figure 16 sous la légende "orifices uniques". La concentration d'oxygène dissous est d'environ 2 mg/l, ce qui est suffisant pour les besoins d'un réacteur à biomasse libre. Toutefois, pour un réacteur à biomasse immobilisée, des problèmes diffusionnels de l'oxygène dans le biofilm peuvent survenir lors de l'opération, causant la croissance de microorganismes anaérobies dans les premières couches du biofilm et la production d'acide menant à la détérioration du biofilm et à son détachement de la bille-support.

Après l'installation des nouveaux diffuseurs, trois profils ont été tracés, pour les mêmes conditions que précédemment, en fonction de trois positions dans le réacteur : près de la paroi où s'effectue l'alimentation (paroi entrée), près de la paroi de sortie (paroi sortie) et au centre. La figure 16 illustre ces profils. Comme on peut le remarquer, la concentration d'oxygène dissous a triplé suite au changement de diffuseurs d'air. Les profils près de la paroi des extrémités montrent une concentration légèrement plus élevée due à la plus forte recirculation de liquide à ces endroits. Les trois profils ne sont que très peu prononcés, ce qui indique un bon mélange du liquide.

Le changement de diffuseurs n'a pas seulement amélioré l'efficacité d'aération en formant de plus petites bulles et en augmentant le coefficient volumétrique de transfert d'oxygène vers le liquide, mais a aussi permis d'uniformiser le retour du liquide dans la zone externe. En effet, lors de l'utilisation d'orifices uniques, l'air entrait au réacteur sous forme de jets rapides et le liquide montait plus rapidement en certains endroits suivant les grosses bulles. Les bulles et le liquide émergeant à la surface emportaient beaucoup de bioparticules qui avaient tendance à se coller sur les parois au-dessus du niveau du liquide. Avec les diffuseurs à huit orifices, les bulles plus fines entraînaient le liquide de façon plus uniforme et diminuaient l'élutriation.

La concentration d'oxygène dissous variait tout de même

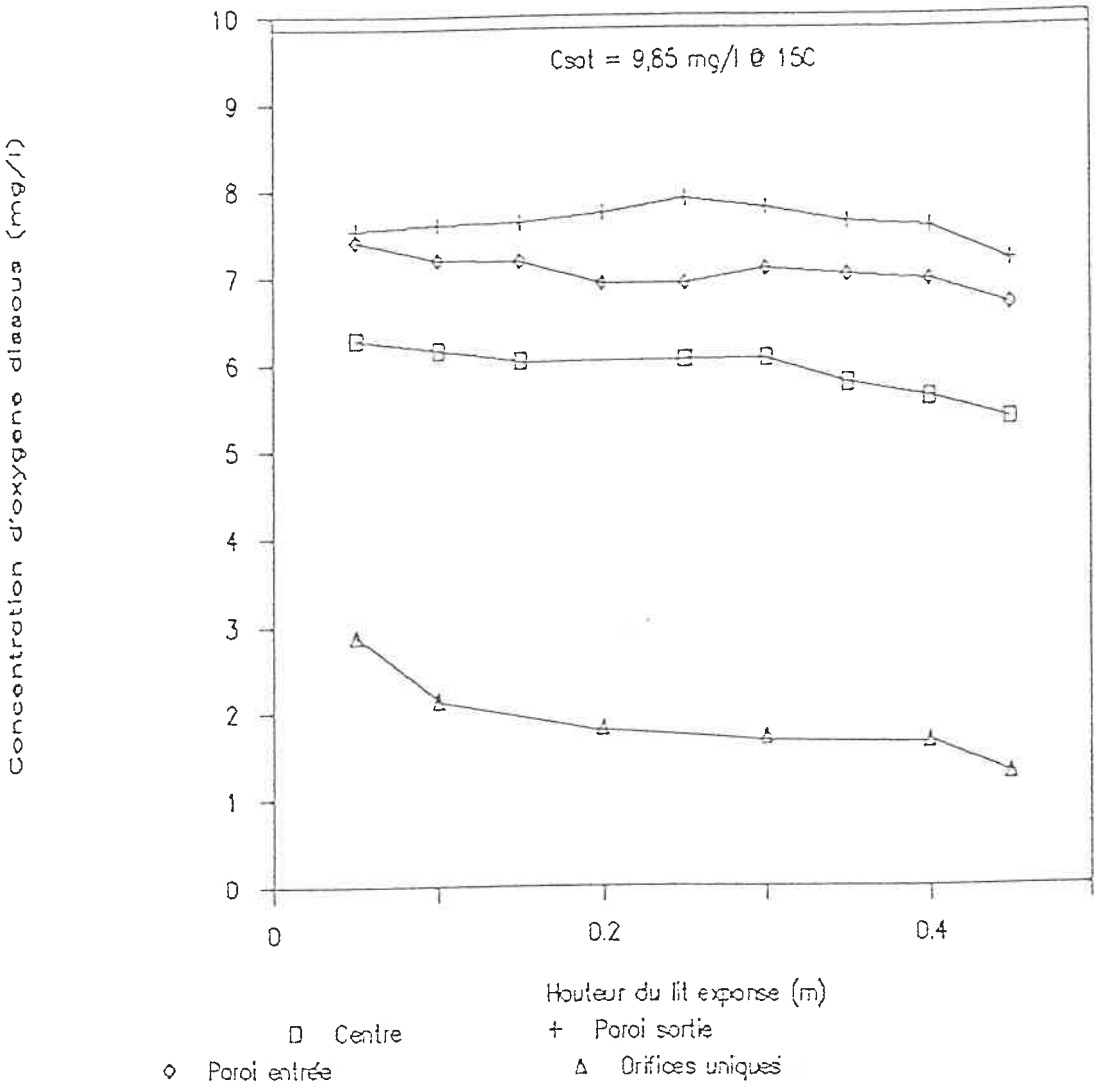

FIGURE 16 : Profils de la concentration d'oxygène dissous pour trois positions de la sonde à oxygène dans le réacteur aéré avec les diffuseurs à 8 orifices, et au centre aéré avec les orifices uniques.

dans le temps. Dû au retour non-uniforme du liquide dans la zone externe, il se créait des courants préférentiels à travers la longueur du réacteur. Ces courants n'étaient pas constants et changeaient d'endroit en fonction du temps. Les lectures de la concentration d'oxygène dissous ont donc été faite par ordinateur à chaque 30 secondes sur une période de 15 minutes pour chaque position. La moyenne de ces lectures représentait la concentration en ce point du réacteur.

e) Stabilité du support d'immobilisation.

Les caractéristiques initiales des billes de polystyrène ont été vérifiées après la période d'étude de 169 jours. Un échantillon d'une centaine de billes a été retiré du réacteur puis traité au mélangeur domestique (blender) pendant une minute afin d'en détacher le biofilm. Le diamètre moyen et la masse volumique des billes sont demeurés à $1,30 \times 10^{-3}$ m et 110 Kg/m^3. Les caractéristiques des billes-support n'ont donc pas été modifiés suite au biotraitement par immobilisation sur une période de 5 1/2 mois.

3.1.4.5 Problèmes rencontrés au cours de l'étude.

Le problème le plus important survenu au cours de la période d'étude était l'élimination de la biomasse libre décantée au fond du réacteur. Initialement, le design avait prévu une zone de décantation à l'extrémité du réacteur d'où

la biomasse aurait pu être retirée par râclage. Cependant, la zone de liquide située sous la fente permettait à la biomasse libre de se déposer directement au fond avant d'atteindre la section prévue à cet effet.

Un système a donc été installé pour pallier à ce problème. Deux tubes de plastique rigides, perforés de trous de 0,007 m à tous les 0,05 m en alternance d'un côté et de l'autre du tube, ont été déposés au fond du réacteur. Ces tubes étaient reliés par des tubes flexibles, sortant par le dessus du réacteur, à une pompe péristaltique à 4 têtes. Cette pompe envoyait la biomasse en surplus dans un décanteur lamellaire de 0,025 m^3 d'où le surnageant était repompé au même débit dans la zone calme du réacteur. La pompe fonctionnait pendant 1/2 heure deux fois par jour.

Un autre problème qui n'a pu être réglé est la formation d'un biofilm sur les parois internes du réacteur. Ce biofilm devenait assez épais (environ 0,005 à 0,010 m) pour emprisonner des bioparticules et perturber considérablement l'écoulement du liquide et le mouvement du lit expansé. La solution temporaire a été de gratter les parois régulièrement à l'aide d'une longue tige mince pour décoller la biomasse accumulée. Une solution serait l'utilisation de matériaux sur lequel les microorganismes ne pourraient adhérer ou la vaporisation des surfaces à l'aide d'un produit à base de silicone.

3.1.5 Conclusions.

Cette étude de faisabilité a démontré que le réacteur à biofilm à fluidisation inversée à cuve rectangulaire peut être utilisé pour le biotraitement d'une eau usée à l'aide d'une culture mixte immobilisée sur des billes de polystyrène.

L'utilisation d'une fente longitudinale remplaçant les tubes internes comme dans le air-lift conventionnel permet de simplifier le design et la construction.

Le diamètre optimal des billes de polystyrène utilisée comme support aux microrganismes de la culture mixte est dans la gamme $1,10 \times 10^{-3}$ à $1,50 \times 10^{-3}$ m.

L'expansion artificielle du lit de billes sans biomasse à l'aide du débit gazeux permet de distancer les billes les unes des autres, diminuant ainsi les chocs bille-bille et permet la formation rapide d'un biofilm.

La formation initiale du biofilm sur les billes-support se fait à l'aide de la biomasse libre en suspension.

Le réacteur peut être opéré sans érodeur, tout en atteignant un régime permanent d'épaiseur du biofilm, dû à l'érosion subit par les billes lors du contact avec la paroi interne de la fente et avec les jets de gaz.

Pour un bioréacteur à attrition constante, l'épaisseur du biofilm (δ) est fonction de la concentration résiduelle en substrat (S) i.e. $\delta = F\ [S]$.

Les caractéristiques initiales des billes de polystyrène servant de support aux microorganismes n'ont pas

été modifiées après une période de 5 1/2 mois. Le diamètre moyen et la masse volumique sont demeurés à 1,30 x 10^{-3} m et 110 Kg/m^3 respectivement.

La conversion du substrat n'est pas affectée par la formation rapide du biofilm et la chute brusque des SVS servant à former le biofilm, se maintenant généralement au-dessus de 90%.

Le réacteur permet d'accepter une alimentation de charge très variable, jusqu'à 9,8 kg DCO/m^3.j, sans que le rendement ne soit affecté.

L'alimentation d'alcalinité, tel NH_4HCO_3, avec le lactosérum est nécessaire pour le maintien du pH du réacteur à un niveau supérieur à 7, et l'élimination des microorganismes filamenteux indésirables.

L'utilisation de diffuseurs coniques à 8 orifices à la place d'orifices uniques, permet d'augmenter la concentration d'oxygène dissous d'environ 2 mg/l à 6-7 mg/l et d'uniformiser le débit de recirculation du liquide dans la zone externe.

La population de la culture mixte du biofilm est composée de bactéries, moisissures, protozoaires et rotifères. Le biofilm permet donc de maintenir une population biologique équilibrée immobilisée sur un support.

Des mesures de DCO résiduelle effectuées à différents endroits du réacteur montrent que le RBFI à cuve rectangulaire peut être considéré parfaitement mélangé par rapport à la phase liquide.

La formation de biofilm sur les surfaces internes du réacteur est importante et perturbe l'écoulement du liquide, dû aux faibles dimensions du montage expérimental.

3.2 ETUDE DE L'HYDRODYNAMIQUE ET DU MELANGE DU RBFI A CUVE RECTANGULAIRE.

3.2.1 Théorie et modélisation.

Le RBFI à cuve rectangulaire est un réacteur hétérogène comportant trois phases : solide, liquide et gazeuse.

La phase solide est composée, d'une part, des billes de polystyrène servant de support d'immobilisation aux microorganismes et, d'autre part, de la biomasse formant un biofilm sur ces billes-supports. Cette phase solide occupe un certain volume du réacteur dont la fraction est appelée rétention solide. Cette fraction du volume total est faible et dépend principalement du nombre de billes puisque la biomasse sèche n'occupe qu'un très faible volume qui peut être négligé. La phase solide est comprise principalement dans la zone externe du air-lift, la quantité de billes recirculant dans la fente interne étant considérée négligeable.

La phase gazeuse est formée des bulles d'air alimenté au réacteur, servant de moteur au mouvement de recirculation du liquide et donc à la fluidisation inversée du lit de billes et aussi, mais de façon moins importante, du gaz carbonique produit par la réaction de biodégradation du substrat par les microorganismes. La phase gazeuse est principalement comprise à l'intérieur de la fente, au bas de

laquelle se fait l'aération, et en faible partie dans la zone externe due à la présence de quelques bulles d'air entraînées par le liquide et au CO_2 produit par la bioréaction.

Enfin, la phase liquide occupe le reste de l'espace. La présente section sera consacrée à caractériser le comportement de cette phase.

3.2.1.1 Distribution du temps de résidence du liquide.

Le RBFI à cuve rectangulaire devrait se situer entre les deux extrêmes que sont le réacteur piston et le réacteur parfaitement agité. La déviation de ces réacteurs idéaux peut provenir d'écoulement préférentiels, de recirculation de liquide à l'intérieur du réacteur, ou de la présence de zones mortes.

La façon la plus commode de caractériser le comportement d'un réacteur est l'étude de la distribution des temps de résidence ou la fonction de distribution de l'âge des éléments de fluide quittant le réacteur, la fonction **E**. L'âge d'un élément de fluide est calculé à partir du moment où il entre dans le réacteur.

Courbe E.

La fonction **E** a été définie précédemment comme étant la fonction de distribution de l'âge des éléments de fluide quittant le réacteur. Le graphique de **E**, la concentration adimensionnelle, vs θ, le temps adimensionnel, indique le degré de dispersion dans l'écoulement du liquide i.e. la tendance vers le réacteur piston ou le parfaitement mélangé.

La courbe **E** est tracée de la façon suivante :

1 - Les concentrations de traceur C(t) dans l'effluent au temps t sont normalisées :

$$E(t) = \frac{C(t)}{\Sigma C(t)\Delta t} \qquad (4)$$

où E(t) = fonction de distribution des temps de résidence des éléments de fluide quittant le réacteur $[t^{-1}]$.

et $\Sigma C(t)\Delta t$ = quantité totale de traceur dans le signal d'impulsion par unité de volume de liquide du réacteur$[m.t.v^{-1}]$.

2 - Le premier moment de la distribution par rapport à l'origine, $\bar{t}$, ou le temps de résidence moyen dans le réacteur peut être déterminé selon :

$$\bar{t} = \int_0^\infty t.E(t)dt = \frac{\Sigma\ t.C(t)\Delta t}{\Sigma\ C(t)\Delta t} \qquad (5)$$

La courbe E(t) vs t peut être tracée et donner l'information quant au type de réacteur. Pour comparer plus facilement les diverses expériences, l'adimensionnalisation est préférable.

Ainsi $$\mathbf{E} = \bar{t}.E(t) \qquad (6)$$

et $$\theta = t/\bar{t} \qquad (7)$$

3 - Le second moment par rapport à la moyenne appelé la variance, $\sigma^2{}_t$, mesure l'étendue de la dispersion autour de la moyenne et est définie comme :

$$\sigma^2{}_t = \int_0^\infty (t-t)^2.E(t)dt = \Sigma t^2 E(t)\Delta t - t^2 \qquad (8)$$

La variance adimensionnelle σ^2 est égale à

$$\sigma^2 = \frac{\sigma^2{}_t}{\bar{t}^2} \qquad (9)$$

Un résultat important des tests hydrauliques est le nombre de dispertion ($D/\mu L$). Ce nombre caractérise le rôle joué par la dispersion dans le réacteur. Un nombre de dispersion égal à 0 indique un réacteur piston idéal alors qu'un nombre de dispersion infini indique un réacteur parfaitement agité. ($D/\mu L$) est la réciproque du nombre de Péclet en transfert de masse.

La formule utilisée pour déterminer ($D/\mu L$) à partir de σ^2 est tirée de Levenspiel [60] pour un système ouvert-fermé

dans lequel aucune dispersion n'a lieu à l'entrée où a lieu l'injection du traceur, ou à la sortie, mais pas aux deux, soit :

$$\sigma^2 = 2\ (D/\mu L) + 3(D/\mu L)^2 \qquad (10)$$

3.2.1.2 Modélisation théorique de l'écoulement hydraulique.

Le RBFI à cuve rectangulaire n'étant pas un réacteur homogène, il a été subdivisé en 3 réacteurs représentant chacune des zones physiques réelles, soient le lit expansé de bioparticules (incluant la zone à l'intérieur de la fente), la zone sous les aérateurs et la zone prévue de décantation. La figure 17 illustre schématiquement le RBFI et ses trois composantes sur lesquelles les bilans de masse ont été appliqués. Le réacteur est ainsi formé de deux réacteurs complètement mélangés, 1 et 2, et d'un délai pur, 3.

Le modèle théorique de l'écoulement hydraulique dans le réacteur est ainsi basé sur un bilan de matière sur un traceur injecté sous forme d'impulsion dans le courant d'alimentation d'un arrangement de 2 réacteurs parfaitement agités en série et d'un délai pur.

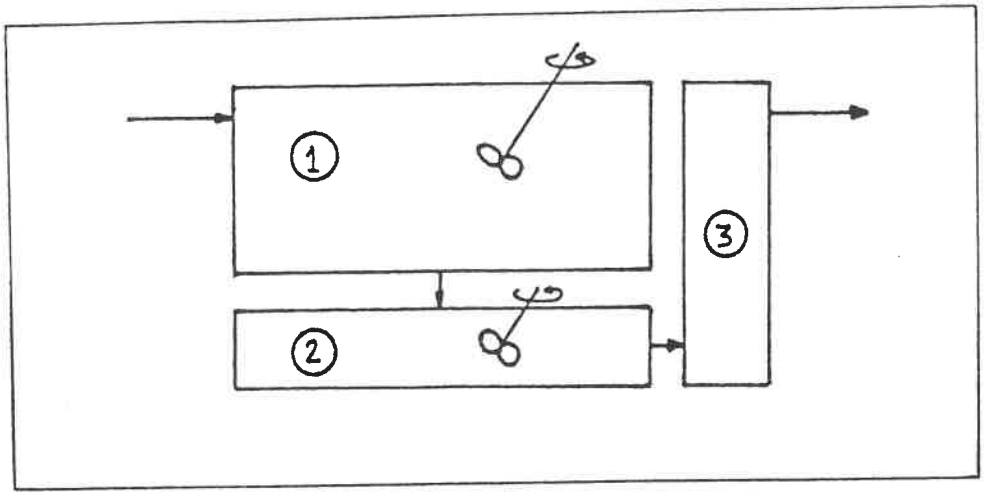

Figure 17: Schématisation du RBFI à cuve rectangulaire.

a) Bilan de matière sur le premier des 2 réservoirs en série. Réacteur parfaitement agité idéal.

Fonction échelon.

Soit un réacteur parfaitement agité de volume V_1 alimenté par un traceur à débit constant F. Un bilan de matière en régime transitoire pour le traceur inerte donne :

$$FC_o - FC_1 = V_1 \frac{dC_1}{dt} \qquad (11)$$

ou

$$C_o - C_1 = \frac{1}{a_1} \frac{dC_1}{dt} \qquad (12)$$

où C_o et C_1 sont les concentrations de traceur dans les courants d'alimentation et de sortie respectivement, et a_1 le taux de dilution, qui est le rapport F/V_1. Si la

concentration initiale de traceur dans l'alimentation est 0 et passe soudainement à C_o, alors la condition initiale est $C_1(0) = 0$. La solution de l'équation 12 est donc :

$$C_1/C_o = 1 - \exp(-a_1 t) \qquad (13)$$

Fonction impulsion.

La réponse à une impulsion au temps t=0 peut être écrite en remplaçant dans l'équation 11 FC_o par une masse M de traceur injecté, soit :

$$M\delta(t) - FC_1 = V_1 \frac{dC_1}{dt} \qquad (14)$$

La fonction "impulsion-unité" $\delta(t)$ ou fonction de Dirac est définie comme suit :

$$\delta(t) = 0 \quad \text{pour } t \neq 0 \qquad (15)$$

$$\int_{-\infty}^{+\infty} \delta(t).dt = 1 \qquad (16)$$

La condition initiale est $C_1(0) = 0$. L'équation 14 est une équation différentielle linéaire du premier ordre dont la solution est :

$$C_1 = (M/V_1) \exp(-a_1 t) \quad \text{pour } t \geq 0 \qquad (17)$$

où $$M/V_1 = C_{oe} \qquad (18)$$

Il est à noter que la réponse à une impulsion, l'équation 17, peut être obtenue en dérivant la réponse à la fonction échelon, l'équation 11, en posant que la masse de traceur injecté soit égale à FC_o.

b) <u>Bilan de matière sur le deuxième réservoir.</u>

<u>Réacteur parfaitement agité idéal.</u>

<u>En régime transitoire :</u>

$$FC_1 - FC_2 = V_2 \frac{dC_2}{dt} \qquad (19)$$

où C_2 et V_2 sont la concentration de sortie et le volume du deuxième réservoir.

Substituant C_1 par l'expression de l'équation 17 et F/V_2 par a_2, le taux de dilution du deuxième réacteur,

$$\frac{dC_2}{dt} + a_2 C_2 = (M/V_1) a_2 \exp(-a_1 t) \qquad (20)$$

La condition initiale est $C_2(0) = 0$. La solution de cette équation différentielle est :

$$C_2 = (M/V_1)\ a_2/(a_2 - a_1)[\exp(-a_1 t) - \exp(-a_2 t)] \qquad (21)$$

c) <u>Bilan de matière global sur le réacteur.</u>

La concentration de sortie du réacteur, C_3, est obtenue en inserrant le délai, t_d, dans l'équation 21, soit :

$$C_3 = (M/V_1)\ a_2/(a_2 - a_1)\ [\exp(-a_1(t-t_d)) - \exp(-a_2(t-t_d))] \quad (22)$$

Les deux seules inconnues sont a_1 et a_2. La deuxième équation permettant de solutionner le système est :

$$V_1 + V_2 = V_{12} \quad (23)$$

où V_{12} = volume liquide total des réacteurs 1 et 2.

Aussi, $$V_1 = F/a_1 \quad (24)$$

et $$V_2 = F/a_2 \quad (25)$$

On peut ainsi écrire (22) en terme de V_1 et obtenir :

$$C_3 = \frac{M}{V_1} \frac{V_1}{(2V_1 - V_{12})} \left[\exp\left[-\frac{F}{V_1}(t-t_d)\right] - \exp\left[-\frac{F}{V_{12}-V_1}(t-t_d))\right]\right] \quad (26)$$

Cette équation représente le modèle théorique d'écoulement pour l'arrangement de réacteurs de la figure 17.

L'équation 26 a été comparée aux points expérimentaux de l'étude de traçage. Par lissage, la valeur du paramètre V_1 et ainsi V_2 rapprochant au mieux les courbes théorique et

expérimentales a été déterminée. Le délai causé par la zone de décantation a été mesuré expérimentalement.

Le développement d'un modèle permettant de prédire les courbes expérimentales de RTD peut être simple, telles que les équations de bilan utilisées dans cette étude, ou plus complexe, tels les modèles multiparamètres proposés par Cholette et Cloutier [61] et Levenspiel [60]. Cependant un critère de comparaison tel que le "best fit" entre le modèle et les valeurs expérimentales ne fournit pas un modèle unique. Les modèles complexes à plusieurs paramètres, qui peuvent représenter l'écoulement réel dans le réacteur, n'améliorent pas nécessairement la correspondance avec les points expérimentaux à un degré justifiant la complexité de l'estimation des paramètres. Donc, aussi longtemps que la mesure des différents paramètres ne peut être faite de façon indépendante, plusieurs auteurs dont Popovic et al. [62] recommandent d'utiliser le modèle le plus simple qui permet une bonne représentation des valeurs expérimentales en même temps qu'une interprétation raisonnable du modèle physique.

3.2.2 Méthode expérimentale.

La meilleure technique pour étudier l'écoulement dans un réacteur est l'utilisation d'un traceur qu'on injecte dans le courant d'entrée. On observe alors la réponse dans le courant de sortie. N'importe quel traceur pouvant être

détecté en quantité suffisante, et qui ne perturbe pas le patron d'écoulement dans le réacteur, peut être utilisé. De plus, n'importe quel signal d'entrée peut être utilisé quoiqu'en pratique les plus utilisés soient le signal échelon et le signal impulsion dû à la simplicité des analyses.

3.2.2.1 Etude préliminaire de l'hydrodynamique du RBFI à cuve rectangulaire.

Le réacteur a d'abord été caractérisé par une étude préliminaire effectuée sans billes et sans biomasse. Cette étude de traceur a été faite dans le but de comparer les trois configurations d'aération définies dans la section 3.1 soient la fente, les tubes et les tubes et chicanes, les expériences 1.1, 1.2 et 1.3 respectivement. L'aération a été faite à l'aide d'orifices uniques de 0,007 m de diamètre.

La méthode utilisée a été l'impulsion, i.e. l'injection d'une quantité donnée de traceur dans le courant d'alimentation. Le glucose a été retenu pour cette étude à cause de la simplicité et de la précision des analyses de concentrations effectuées par la méthode de dilution au phénol 5% et à l'acide sulfurique concentré [63]. Cette méthode permet de détecter de très faibles quantités de glucose, jusqu'à des concentrations de 10^{-4} g/l et donne des résultats reproductibles.

10 ml de glucose à une concentration de 200 g/l était injecté à l'aide d'une seringue dans le courant d'alimentation juste à l'entrée du réacteur. Un collecteur de fraction, placé sur la conduite de sortie, récoltait les échantillons d'environ 10 ml à intervalles préprogrammés. Les échantillons étaient traités au phénol puis la concentration de glucose était déterminée par spectrophotométrie.

Le tableau 5 contient les conditions d'opération lors de ces tests hydrauliques pour les expériences 1.1 à 1.3. Le temps de séjour hydraulique théorique θ_{TH} est basé sur le volume liquide total soit 4,84 x 10^{-2} m^3 (c.f. Note 1).

3.2.2.2 Etude de l'hydrodynamique du RBFI à cuve rectangulaire en biotraitement.

L'hydrodynamique du réacteur a été caractérisée à l'aide de tests hydrauliques effectués en opération réelle de biotraitement pour deux types d'aérateurs : les orifices uniques de 0,007 m (exp. 2.1) et les diffuseurs à 8 orifices de 0,001 m (exp. 2.3 et 2.4) et pour diverses conditions d'opération.

La méthode utilisée a été l'injection de traceur dans le courant d'alimentation.

Un traceur inerte, l'eau lourde, a été retenu à cause

Expérience	F (m^3/s) x 10^6	G (m^3/s) x 10^4	θ_{TH} (h)	H_{niv} (m)	Diff. d'air
1.1 Fente	8,58	8,85	1.57	0	Orifices uniques
1.2 Tubes	8,75	8,85	1.54	0	"
1.3 Tubes + chicanes	8,67	8,68	1.55	0	"

Tableau 5 : Conditions d'opération pour les tests hydrauliques - étude préliminaire.

Note 1 :

Le volume réel disponible pour l'écoulement a été déterminé de la façon suivante :

$V_{TOTAL} = 5,20 \times 10^{-2}\ m^3$

$V_{Organes\ internes\ +\ \varphi\ gazeuse}{}^{(1)} = (2,8+0,8) \times 10^{-3}\ m^3$

$= 3,6 \times 10^{-3}\ m^3$

$V_{Réel} = (5,20 - 0,36) \times 10^{-2} = 4,84 \times 10^{-2}\ m^3$

(1) Rétention gazeuse estimée à 10 %.

de son faible niveau d'absorption par les solides. 5 ml d'eau lourde à une concentration de 8,50 x 10^6 DPM/ml est injecté à l'aide d'une seringue dans le courant d'alimentation juste à l'entrée du réacteur. Un collecteur de fractions placé sur la conduite de sortie récolte les échantillons d'environ 10 ml à intervalles préprogrammés. Pour déterminer le nombre de désintégrations par minute (DPM) de l'échantillon, 1 ml d'échantillon est mélangé à 10 ml de solvant Beckman (HP/b Scintillation Solution) de façon à transformer les désintégrations radioactives en scintillements lumineux dont le décompte est effectué à l'aide du compteur à scintillement Beckman (modèle 5000).

Le tableau 6 contient les conditions d'opération lors de ces tests hydrauliques pour les expériences 2.1 à 2.4.

Le temps de séjour hydraulique théorique θ_{TH} est basé sur le volume liquide total, soit 4,41 x 10^{-2} m^3 (c.f. Note 2). Les tests ont été effectués avec une concentration de substrat résiduelle (S) de 83 mg/l, d'une concentration en biomasse libre (SVS) de 231 mg/l et d'une épaisseur de biofilm de 314 μm. Ces valeurs sont des moyennes des mesures effectuées sur une période de 9 jours où les tests ont été réalisés.

	Expérience		
	2.1	2.3	2.4
F ($x10^6$ m^3/s)	1,28	1,24	1,24
G ($x10^4$ m^3/s)	7,53	7,53	9,83
θ_{TH} (h)	9,57	9,89	9,89
Configuration	- - - - Fente - - - - - -		
Substrat	- - - - Lactosérum - - -		
S_0 (mg DCO/l)	- - - - 800 - - - - - - -		
H_{niv} (m)	- - - - 0 - - - - - - - -		
N	- - - - 1 535 000 - - - -		
d_p (m)	- - - - 1,30 x 10^{-3} - - -		
ρ_p (kg/m^3)	- - - - 110 - - - - - - -		
ρ_{BF} (kg/m^3)	- - - - 3,30 x 10^{-2} - - -		

Tableau 6 : Conditions d'opération pour les tests hydrauliques en biotraitement.

Note 2

Le volume réel disponible pour l'écoulement a été déterminé de la façon suivante:

$V_{TOTAL} = 5,20 \times 10^{-2}\ m^3$

$V_{billes + biomasse}{}^{(1)} = (1,8 + 2,5) \times 10^{-3} = 4,3 \times 10^{-3}\ m^3$

$V_{organes\ internes + \varphi\ gazeuse}{}^{(2)} = (2,8 + 0,8) \times 10^{-3}\ m^3$

$= 3,6 \times 10^{-3}\ m^3$

$V_{Réel} = (5,20 - 0,43 - 0,36) \times 10^{-2} = 4,41 \times 10^{-2}\ m^3$

(1) 1 535 000 billes de $1,30 \times 10^{-3}$ m.
Biofilm de 314 μm d'épaisseur moyenne.

(2) Rétention gazeuse estimée à 10%.

3.2.3 Résultats et discussion.

3.2.3.1 Hydrodynamique préliminaire.

Les résultats obtenus à partir des tests hydrauliques sont présentés au tableau 7.

Le temps de séjour réel moyen, $\bar{t}$, a été calculé à partir de l'équation 5 et le nombre de dispersion, $(D/\mu L)$, à partir de l'équation 10.

La valeur de **E** peut être prise de façon simple égale à la concentration adimensionnelle C/C_o où C est la concentration de traceur dans l'effluent au temps t et C_o la concentration initiale de traceur injecté. Un maximum plus élevé signifie que les éléments du traceur qui arrivent à l'effluent ont une concentration plus élevée, ce qui donne à la limite un écoulement piston.

Pour un réacteur parfaitement agité idéal, $\mathbf{E}_{\theta=0}=1$. Pour un réacteur piston idéal, le maximum de **E** est à $\theta=1$: $\mathbf{E}_{\theta=1}=\infty$.

La figure 18 illustre les caractéristiques d'écoulement des trois types d'aération. La dispersion est grande pour les configurations fente et tubes alors que la tendance est plus vers le piston-dispersé pour la configuration tubes et chicanes. Avec les deux premières configurations, le

Expériences	F (m^3/s) $x10^6$	G (m^3/s) $x10^4$	$\bar{t}$ (h)	$(D/\mu L)$	$\%V_{TOT}$
1.1 Fente	8,58	8,85	1,20	0,15	76
1.2 Tubes	8,75	8,85	0,94	0,13	61
1.3 Tubes + chicanes	8,67	8,68	0,88	0,11	57

Tableau 7 : Résultats des tests hydrauliques. Etude préliminaire.

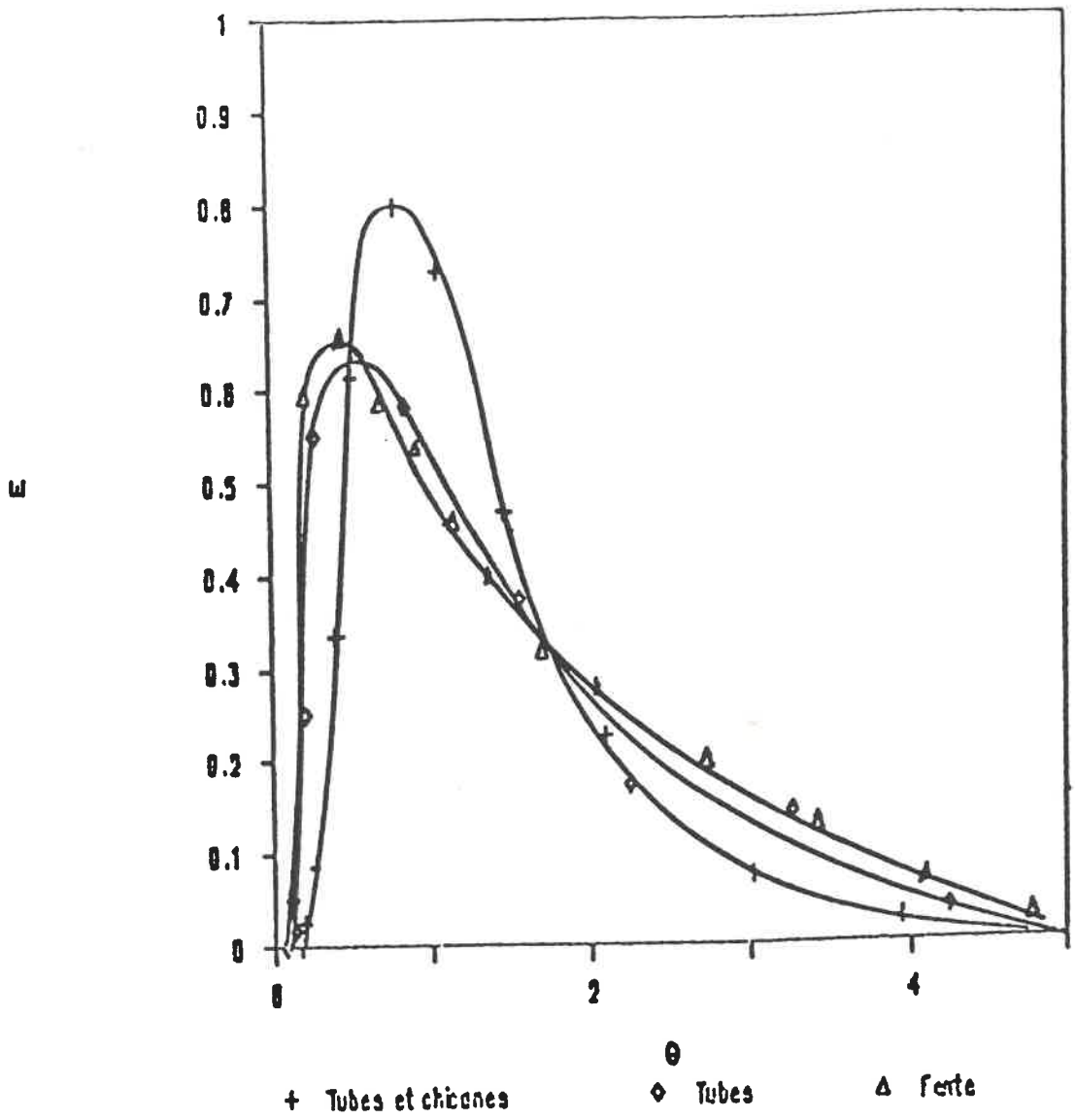

FIGURE 18 : Caractéristiques d'écoulement hydraulique des trois configurations d'aération.

réacteur est plus ouvert et le mélange est meilleur. En ajoutant des chicanes, on compartimente le réacteur et le liquide doit passer d'une section à l'autre en entrant sous les aérateurs, diminuant ainsi la dispersion.

Le point commun des trois courbes est le délai d'apparition du traceur. Ce délai peut être dû à la zone prévue de décantation où l'écoulement peut être considéré piston-dispersé. Ceci a aussi été confirmé lors d'essais visuels, sans microorganismes, avec un colorant alimentaire.

L'équation 10 tiréee de Levenspiel [60] a été utilisée pour déterminer les nombres de dispersion puisque les conditions requises à son application sont satisfaites, soient : système ouvert-fermé, beaucoup de dispersion à l'entrée car l'injection est faite dans l'alimentation qui est située à 0,10 m du niveau du liquide, et peu de dispersion à la sortie puisque les échantillons sont pris dans le tube de sortie par trop-plein.

On constate ainsi une diminution de la qualité de mélange lorsqu'on passe de l'aération avec la fente, à l'aération avec les tubes, puis avec les tubes et les chicanes. Les nombres de dispersion du tableau 7 indiquent d'ailleurs cette tendance alors qu'ils diminuent de 0.15 à 0.13 et à 0.11 respectivement. Levenspiel [60] considère une forte dispersion lorsque le nombre de dispersion est supérieur à 0,20. Il faut souligner qu'une grande

augmentation de la variance σ^2 signifie une faible augmentation de $D/\mu L$.

Les % de volume utilisé, % V_{TOT} qui est le rapport entre le temps de séjour réel, t, et le temps de séjour théorique, O_H, représentant le volume liquide effectif utilisé dans le réacteur, varie entre 57 et 76 %. Ce qui indique la présence importante de courants préférentiels et/ou de zones mortes. Toutefois, la fente est la configuration qui utilise le plus de volume liquide disponible. Cette configuration a également été retenue suite aux conclusions de la section 3.1

En conclusion :

Le RBFI à cuve rectangulaire opéré avec la fente ou les tubes donne un écoulement du liquide dispersé alors que l'ajout de chicanes entre les tubes fait tendre l'écoulement vers le piston-dispersé.

La qualité de mélange est maximum lorsqu'opéré avec la fente. Le nombre de dispersion est alors de 0.15 et le % du volume utilisé de 76 %.

Aussi, la présence de zones mortes et de courants préférentiels est plus importante avec les tubes, avec ou sans chicanes.

3.2.3.2 Hydrodynamique en biotraitement.

Les résultats obtenus à partir des tests d'écoulement hydraulique sont présentés au tableau 8 et la courbe caractérisant l'écoulement, à la figure 19.

Le point commun des trois courbes expérimentales de la figure 19 est le délai d'apparition du traceur identifié graphiquement de cette figure à 0,28 heure. Ce délai peut être dû à la zone prévue de décantation où l'écoulement peut être considéré piston-dispersé. Ceci a aussi été confirmé lors d'essais visuels, sans microorganismes, avec un colorant alimentaire.

La figure 19 montre que les expériences 2.1 à 2.4 affichent le même profil. L'expérience 2.4 a un maximum légèrement plus élevé dû au débit d'alimentation d'air plus grand qui a tendance à augmenter le mélange et favoriser la fraction du volume total occupé par le volume V_1 du premier réacteur théorique.

Les points expérimentaux et la courbe du modèle théorique sont typiques de deux réacteurs parfaitement agités en série. on remarque que le modèle correspond bien aux points expérimentaux sauf pour la queue où le modèle ne tient pas compte de la rétention du traceur dans les solides du réacteur et sa réjection au-delà de la période d'échantillonnage.

Expériences	F (m^3/s) $x10^6$	G (m^3/s) $x10^4$	$\bar{t}$ (h)	$(D/\mu L)$	$\%V_{TOT}$
2.1 Orifices uniques	1,28	7,53	7,3	0,46	82
2.3 Diffuseurs 8 orifices	1,24	7,53	8,0	0,41	81
2.4 Diffuseurs 8 orifices	1,24	9,83	7,6	0,48	77

Tableau 8 : Résultats des tests hydrauliques en biotraitement.

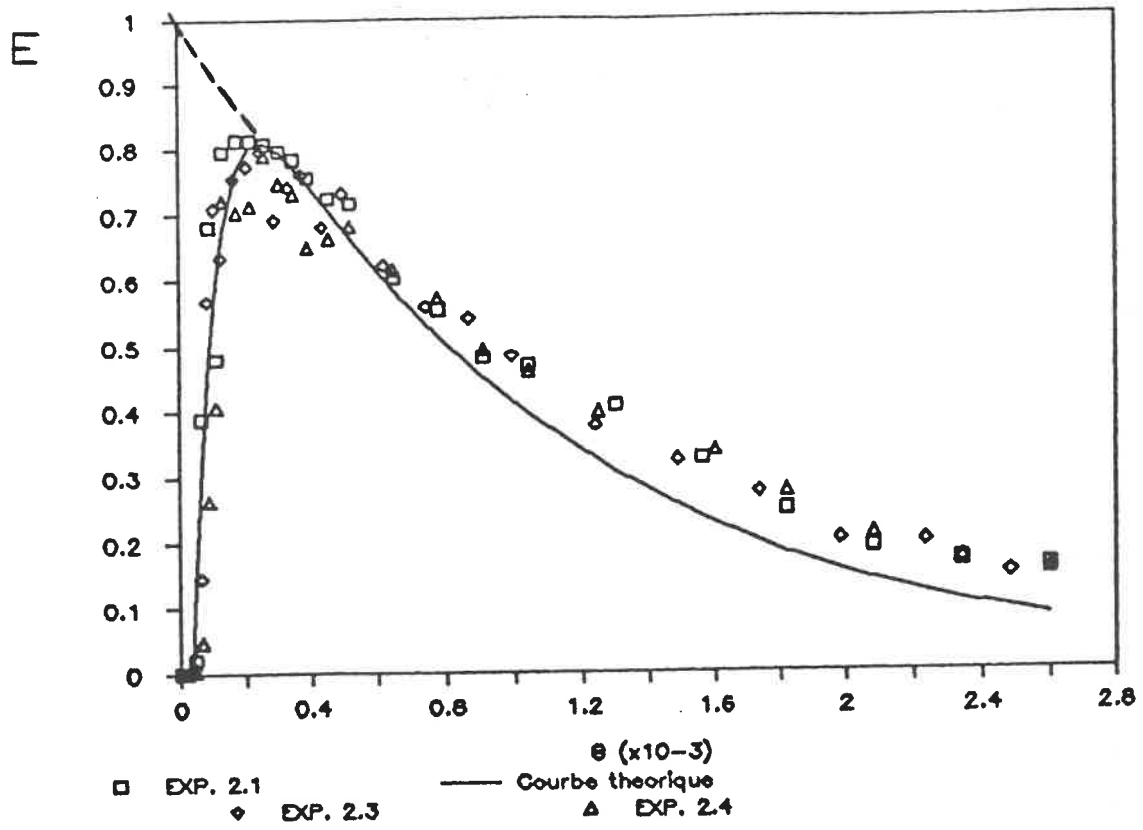

FIGURE 19 : COURBE D'ECOULEMENT HYDRAULIQUE EN BIOTRAITEMENT POUR DEUX TYPES D'AERATEURS.

Lorsque l'on compare les tests 2.1 et 2.3 réalisés aux mêmes conditions d'opération mais avec les orifices uniques et les diffuseurs à 8 orifices respectivement, on remarque que les diffuseurs n'augmentent pas le pourcentage du volume utilisé. En effet, ce pourcentage est de 82 lors de l'expérience 2.1 alors qu'il est de 81 pour l'expérience 2.3, une différence négligeable. Cependant, les nombres de dispersion sont significativement différents à 0.46 et 0.41, suggérant un écoulement plus uniforme et moins de mélange pour l'aération avec le diffuseur.

L'augmentation du débit d'aération de 7,53 x 10^{-4} m^3/s à 9,83 x 10^{-4} m^3/s de l'expérience 2.3 à 2.4, soit une augmentation de 31%, ne diminue que sensiblement le pourcentage du volume utilisé mais augmente le mélange du réacteur. Le nombre de dispersion passe à 0.48 suite à cette manoeuvre.

La figure 19, ainsi que les nombres de dispersion calculés, indiquent une forte dispersion dans la cuve rectangulaire. Le réacteur peut être considéré parfaitement agité si on enlève l'effet de délai de la zone de décantation, comme le montre le prolongement de la courbe théorique vers l'axe des ordonnés. Cette courbe est alors une courbe **E** typique d'un réacteur parfaitement agité. Des mesures de DCO effectuées à divers endroits du lit expansé confirment d'ailleurs cette observation.

Les zones mortes ou non utilisées du volume liquide total réduisent le temps de résidence réel à environ 80% de sa valeur théorique et, sous ces conditions, la charge organique alimentée par rapport au volume liquide total est de 25 % supérieure à la valeur théorique. Toutefois, ceci n'est pas suffisant pour affecter le procédé de biotraitement. En effet, la majeure partie de la biomasse active consommant le substrat est concentrée dans un volume de $3,15 \times 10^{-2}$ m^3 occupé par le lit expansé de bioparticules. Il est toutefois impossible de déterminer quel pourcentage du volume occupé par ce lit est effectivement utilisé. Cependant, visuellement à l'aide de colorant, on peut estimer que ce volume de $3,15 \times 10^{-2}$ m^3 est entièrement occupé. Cette dernière valeur a également été utilisée pour déterminer la charge organique effective alimentée au réacteur.

L'utilisation d'un traceur différent rend difficile la comparaison des résultats des études avec et sans bioparticules. Toutefois l'allure des courbes des configurations fente et tubes de la figure 18 est semblable à celles de la figure 19 avec la fente et la biomasse immobilisée. Pour les expériences sans biomasse, les maximums se situent plus près de $\theta = 1$ (réacteur piston) que pour les expériences avec biomasse, montrant que l'augmentation du mélange est favorisée par la présence de bioparticules. Les nombres de dispersion entre 0,41 et 0,48

avec bioparticules montrent également l'augmentation du mélange (dispersion) qu'elles crée. Les pourcentages de volume utilisés avec la fente avec ou sans bioparticules sont cependant semblables, quoique légèrement plus élevés en biotraitement.

3.2.3.3 Détermination des paramètres du modèle théorique.

L'exploitation des réponses d'un réacteur à biomasse immobilisée à une impulsion de traceur est rendue délicate par l'existence d'une queue importante (Figure 19) qui rend difficile l'estimation correcte de la variance et l'ajustement à un modèle classique d'écoulement. La queue est due principalement à la diffusion et à la rétention du traceur à l'intérieur du biofilm et à sa lente évacuation, au-delà de la période d'échantillonnage.

Un modèle hydraulique simple a toutefois été développé et confronté aux résultats expérimentaux. Les valeurs des expériences 2.1, 2.3 et 2.4 de **E** vs θ ont servi à déterminer les valeurs des paramètres du modèle.

Dans l'équation théorique d'écoulement hydraulique, équation 26, la concentration de sortie du réacteur, C_3, est basée sur la concentration initiale injectée au premier réacteur et définie comme :

$$C_{oe} = M/V_1 \qquad (27)$$

La concentration de sortie adimentionnelle du modèle (courbe E théorique est donc :

$$\frac{C_3}{C_{oe}} = \frac{V_1}{(2V_1 - V_{12})} \left[\exp\left[- \frac{F}{V_1} (t-t_d)\right] - \exp\left[- \frac{F}{(V_{12} - V_1)} (t-t_d)\right]\right] \qquad (28)$$

La valeur du délai, t_d, a été déterminée graphiquement de la figure 19 à 1005 secondes. Le tableau 9 résume la valeur des variables de l'équation 28 servant à déterminer le volume V_1 permettant à son tour d'évaluer le volume V_2 du modèle.

L'équation finale du modèle théorique appliquée aux résultats expérimentaux est :

$$\mathbf{E} = \frac{C_3}{C_{oe}} = \frac{V_1}{2V_1 - 3{,}41\text{x}10^{-2}} \left[\exp\left[\frac{1{,}25\text{x}10^{-6}}{V_1} (1005-t) \right] - \exp\left[\frac{1{,}25\text{x}10^{-6}}{3{,}41\text{x}10^{-2} - V_1} (1005-t)\right]\right] \qquad (29)$$

Le volume V_{12} a été déterminé de la façon suivante, basé sur les volumes réels des 3 sections du réacteur (indice R) et sur les volumes identifiés des 3 sections du modèle théorique (indice i):

Variable	Valeur
V_1	à déterminer
V_{12}	$3,41 \times 10^{-2}$ m^3
F	$1,25 \times 10^{-6}$ m^3/s
t_d	1 005 s
t	0 @ 79 200 s

Tableau 9 : Valeur des variables de l'équation 28 du modèle d'écoulement hydraulique.

1) $V_{TOT\ R}$ = volume liquide total réel du réacteur

= volume total - volume (billes + biomasse)

- volume (organes internes + phase gazeuse)

$= 5{,}20\times10^{-2} - (1{,}8 + 2{,}5)\times10^{-3} - (2{,}8 + 0{,}8)\times10^{-3}$

$= 4{,}41\times10^{-2}\ m^3$

*basé sur 1 535 000 billes de $1{,}30\times10^{-3}$ m de diamètre biofilm de 314 μm, et 10% de retenue gazeuse estimée.

2) V_{TOTi} = volume liquide total identifié

= 80% $V_{TOT\ R}$ basé sur le temps de séjour réel dans le réacteur, $\bar{t}$ (tableau 8)

$= 0.8 * 4{,}41\times10^{-2} = 3{,}53\times10^{-2}\ m^3$

3) V_{3i} = volume de la zone de délai basé sur t_d

$= F.t_d = 1{,}24\times10^{-6} * 1005 = 0{,}12\times10^{-2}\ m^3$

4) Ainsi, $(V_1 + V_2)_i = V_{12}$, où $V_{1i} = V_1$

$= V_{TOTi} - V_{3i}$

$= 3{,}53\times10^{-2} - 0{,}12\times10^{-2}$

$= 3{,}41\times10^{-2}\ m^3$

5) V_{1i} a été identifié par "fit" du modèle aux résultats expérimentaux, soit $3{,}17\times10^{-2}\ m^3$.

6) Ainsi, $V_{2i} = V_{12} - V_{1i} = 0,24x10^{-2}$ m^3

7) Le volume réel de la zone de biotraitement, V_{1R} a été déterminé comme le volume occupé par le lit expansé, incluant la zone interne de la fente, en supposant qu'il n'existe pas de court-circuitage dans cette zone, soit $2,36x10^{-2}$ m^3.

8) Le 20% de zones mortes dans le réacteur a donc été réparti sur les sections 2 et 3 seulement, soit $0,20*4,41x10^{-2}m = 0,88x10^{-2}$ m^3.

9) Le volume de la section 2 , V_{2R}, est donc $1,40x10^{-2} - (0,88x10^{-2}/2) = 0,96x10^{-2}$ m^3

10) Finalement, le volume de la troisième section, $V_{3R} = 0,65x10^{-2} - (0,88x10^{-2}/2) = 0,21x10^{-2}$ m^3

Le tableau 9.1 résume les valeurs de ces volumes. On remarque que le volume V_{1i} est environ 45% supérieur au volume V_{1R}, prenant une grande partie de la deuxième section qui a été identifiée comme n'étant que 25% de sa valeur réelle.

La figure 19 montre la courbe théorique se rapprochant le plus des courbes expérimentales. On remarque que cette courbe est très près de la courbe E d'un seul réacteur

$V_{TOT\ R}$ = 4,41	$V_{TOT\ i}$ = 3,53 ($\bar{t}$)
V_{1R} = 2,36	V_{1i} = 3,17 (fit)
$+V_{2R}$ = 0,96	V_{2i} = 0,24 ($V_{12}-V_{1i}$)
$+V_{3R}$ = 0,21	V_{3i} = 0,12 (t_d)
+20% non-utilisé,	
0,88	
---	---
Total 4,41 x 10^{-2} m^3	3,53 x 10^{-2} m^3

Tableau 9.1 : Comparaison des volumes réels et identifiés du RBFI à cuve rectangulaire.

parfaitement agité, comme le montre le prolongement du modèle vers l'axe des ordonnés, en accord avec un réacteur de 93% du volume total et un second de 7%.

La figure 19 montre que la queue de la courbe théorique diffère des points expérimentaux. La courbe théorique est une courbe typique pour deux réacteurs parfaitement agités en série, avec un délai, tel que démontré dans Levenspiel [60] alors que les points expérimentaux montrent une queue étirée suggérant la rétention d'une partie du traceur dans le réacteur. Ce phénomène serait complexe à modéliser pour un réacteur en biotraitement et au-delà des objectifs de cette étude.

Un des buts du développement d'un modèle théorique d'écoulement est d'estimer les volumes V_{1i} et V_{2i} afin de les utiliser dans les équations de bilan de matière sur un substrat alimenté au RBFI.

3.2.3.4 Bilan de matière sur le substrat pour deux réacteurs parfaitement mélangés en série.

Le modèle théorique de consommation de substrat est basé sur les volumes V_1 et V_2 déterminés à l'aide de l'équation 29.

Un bilan de matière sur le substrat alimenté au premier

réacteur à un débit F et une concentration C_{so}, en régime permanent, donne l'équation :

$$FC_{so} = FC_{s1} + r_{su1}V_1 \qquad (30)$$

Réécrivant cette équation pour C_{s1},

$$C_{s1} = C_{so} - r_{su1}/a_1 \qquad (31)$$

où $$a_1 = F/V_1 \qquad (32)$$

Un bilan de matière sur le substrat au deuxième réacteur, en régime permanent, donne l'équation :

$$FC_{s1} = FC_{s2} + r_{su2}V_2 \qquad (33)$$

Substituant C_{s1} par l'équation 31 et F/V_2 par a_2,

$$C_s = C_{s2} = C_{so} - \left[\frac{r_{su1}}{a_1} + \frac{r_{su2}}{a_2}\right] \qquad (34)$$

La concentration en substrat résiduel à la sortie du réacteur est ainsi fonction des volumes v_1 et V_2, du débit liquide F, de la concentration d'alimentation C_{so}, ainsi que des taux volumiques d'utilisation du substrat pour les réacteurs 1 et 2 respectivement, r_{su1} et r_{su2}. Ces valeurs pourraient être évaluées en considérant que r_{su1} du premier réacteur est le taux volumique d'utilisation du substrat de la biomasse fixée du lit expansé et que r_{su2} est le taux

volumique d'utilisation du substrat de la biomasse en suspension pour le reste de la phase liquide.

Les cinétiques microbiennes de consommation de substrat de la culture mixte, libre et fixée, utilisée dans le cadre de cette étude ne sont pas connues. Une étude cinétique déterminant r_{su} rendrait possible l'utilisation de l'équation 34 pour estimer la concentration de substrat à la sortie du réacteur, connaissant les conditions d'opération.

3.2.4 Conclusions.

L'écoulement hydraulique dans le RBFI à cuve rectangulaire a été modélisé à partir d'un bilan de matière sur un traceur dans un arrangement de deux réacteurs parfaitement agités en série et d'un délai. L'équation théorique du modèle est :

$$C_3 = \frac{M}{V_1} \frac{V_1}{(2V_1 - V_{12})} \left[\exp\left[-\frac{F}{V_1}(t-t_d)\right] - \exp\left[-\frac{F}{V_{12}-V_1}(t-t_d))\right]\right] \quad (26)$$

L'utilisation d'un traceur injecté sous forme d'impulsion dans le courant d'alimentation au réacteur a permis d'étudier l'écoulement hydraulique.

Le RBFI à cuve rectangulaire opéré avec la fente ou les tubes donne un écoulement du liquide dispersé alors que l'ajout de chicanes entre les tubes fait tendre l'écoulement vers le piston-dispersé.

La qualité de mélange est maximum lorsqu'opéré avec la fente. Le nombre de dispersion est alors de 0.15 et le % du volume utilisé de 76 %.

Aussi, la présence de zones mortes et de courants préférentiels est plus importante avec les tubes, avec ou sans chicanes.

Les résultats des courbes **E** d'écoulement ainsi que les nombres de dispersion des tests hydrauliques en biotraitement indiquent une forte dispersion dans la cuve rectangulaire.

La présence de bioparticules dans le réacteur ne modifie pas l'allure des courbes d'écoulement par rapport aux expériences sans bioparticules.

L'aération avec diffuseurs à 8 orifices au lieu d'orifices uniques change les caractéristiques de mélange en biotraitement en diminuant la dispersion dans le réacteur, alors que les nombres de dispersion sont de 0.41 et 0.46 respectivement.

Une augmentation du débit d'aération (comme dans l'étude du $K_L a$, section 3.3) de $7,53 \times 10^{-4}$ à $9,83 \times 10^{-4}$ m^3/s tend à augmenter la dispersion dans le réacteur et à améliorer le mélange, mais ne change pas significativement le volume utilisé.

Le réacteur peut être considéré parfaitement mélangé pour l'élaboration d'une cinétique microbienne.

Le modèle théorique permettrait de prédire la concentration de substrat à la sortie du réacteur connaissant les cinétiques de réaction des cultures libres

et immobilisées, et les conditions d'opération.

3.3 TRANSFERT DE MATIERE.

Cette partie de l'étude porte sur l'aération et le transfert de matière dans le RBFI à cuve rectangulaire. Le coefficient volumétrique de transfert de masse, $K_L a$, a été déterminé en utilisant la méthode dynamique de désorption à l'azote. Deux modèles ont été utilisés : un premier modèle négligeant la consommation d'oxygène dissous par les microorganismes et un second modèle qui en tient compte. L'effet du débit d'air sur le $K_L a$ a été étudié et modélisé, et les taux spécifiques de consommation d'oxygène par les microorganismes libres et fixés ont été déterminés. Enfin, l'effet de l'aération sur le diamètre des bioparticules a été analysé et représenté par un modèle simple.

3.3.1 Méthode expérimentale.

Les expériences de transfert de matière sont basées sur l'enregistrement de la réponse dynamique de la concentration d'oxygène dissous dans le liquide du réacteur.

L'acquisition de la concentration d'oxygène dissous était faite à l'aide d'une sonde à oxygène de la compagnie YSI (modèle 58). Un programme maison sur microordinateur IBM-PC contrôlant l'interface LABMASTER permettait l'enregistrement du signal de la sonde à toutes les 10 secondes pendant une période de 1200 secondes pour finalement être stocké sur disquette.

On débutait l'enregistrement de la concentration d'oxygène dissous puis on désorbait le réacteur de l'oxygène en changeant l'alimentation d'air par de l'azote. L'oxygène du réacteur était désorbé jusqu'à un niveau minimum d'environ 2.5-3.0 mg/l de façon à ne pas affecter la population microbienne. Puis, en absorption, on réalimentait l'air de sorte que la concentration d'O_2 augmentait dans le réacteur. On enregistrait la concentration d'oxygène dissous dans le liquide en fonction du temps pour les périodes d'absorption et de désorption.

Les mesures ont été prises lorsque le réacteur était en opération pour 5 débits gazeux. La sonde était placée dans la zone externe, la largeur de la fente (0,025 m) ne permettant pas son introduction à l'intérieur. Les lectures de concentrations d'oxygène dissous étaient généralement effectuées à une hauteur de pénétration de la sonde, par rapport au niveau supérieur de la fente, de 0,20 m et au centre du réacteur. La figure 20 montre la courbe d'absorption en oxygène pour des positions différentes de la sonde, soient à 0,20 m et 0,40 m du niveau supérieur de la fente au centre, et à 0,20 m du niveau de la fente près de la paroi de l'alimentation. On ne note ainsi aucun effet significatif de l'endroit où a été prise la mesure sur la concentration d'oxygène dissous. On peut ainsi considérer la phase liquide parfaitement mélangé.

Un enregistrement typique de la concentration d'oxygène

dissous lors d'une expérience d'absorption-désorption à l'azote est présenté à la figure 21.

3.3.2 Temps de réponse de la sonde à oxygène.

Le temps de réponse de la sonde à oxygène utilisée a été déterminé de façon à s'assurer qu'il soit négligeable par rapport aux $K_L a$ identifiés par la méthode dynamique de la concentration d'oxygène dissous.

Le délai dû à la résistance du film liquide ainsi qu'au temps de réponse de la sonde a été mesuré. Cette constante de temps de l'électrode a été déterminée par le temps requis pour que la sonde mesure 63,2 % d'un changement de type échelon. Il s'agissait d'enregistrer avec la sonde la concentration d'oxygène dissous de l'eau d'un bécher dans lequel barbottait de l'air de façon à ce que le liquide soit saturé, puis de plonger rapidement la sonde dans un autre bécher d'eau à la même température dans lequel barbottait de l'azote. La concentration d'oxygène dissous, comme pour les mesures de $K_L a$, était enregistrée sur disquette. La manipulation inverse a aussi été effectuée. Le même appareil a été utilisé pour évaluer les coefficients volumétriques de transfert de matière.

Le temps de réponse moyen a été évalué à 8,2 secondes, ce qui correspond aux données fournies par le manufacturier.

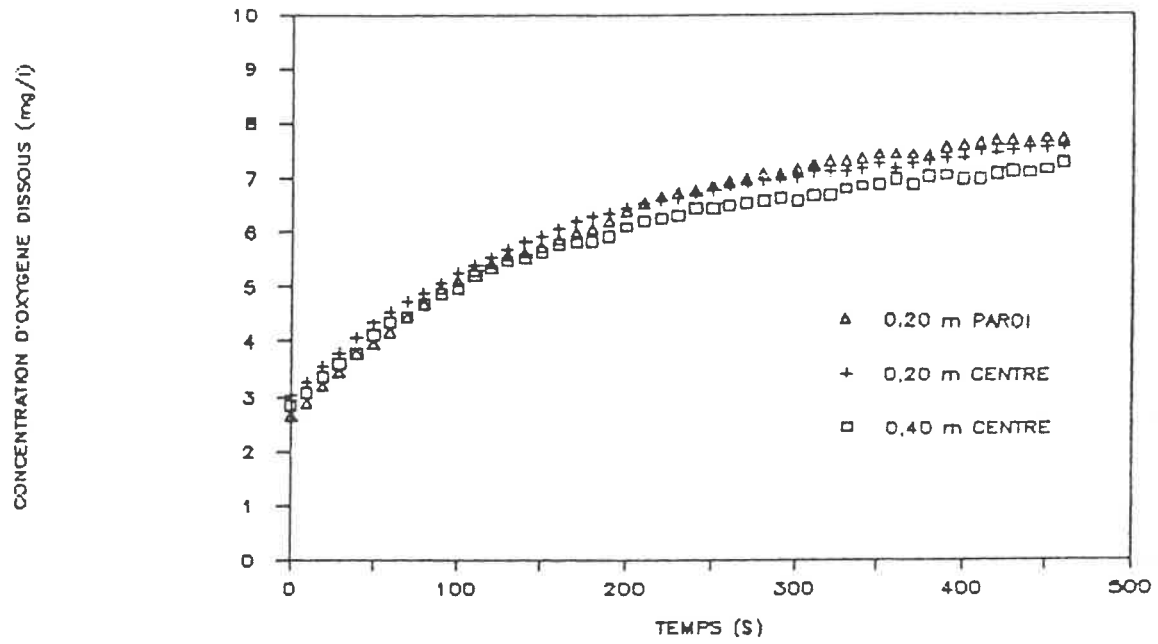

FIGURE 20 : Concentration d'oxygène dissous en phase d'absorption pour trois positions de la sonde dans le lit expansé.

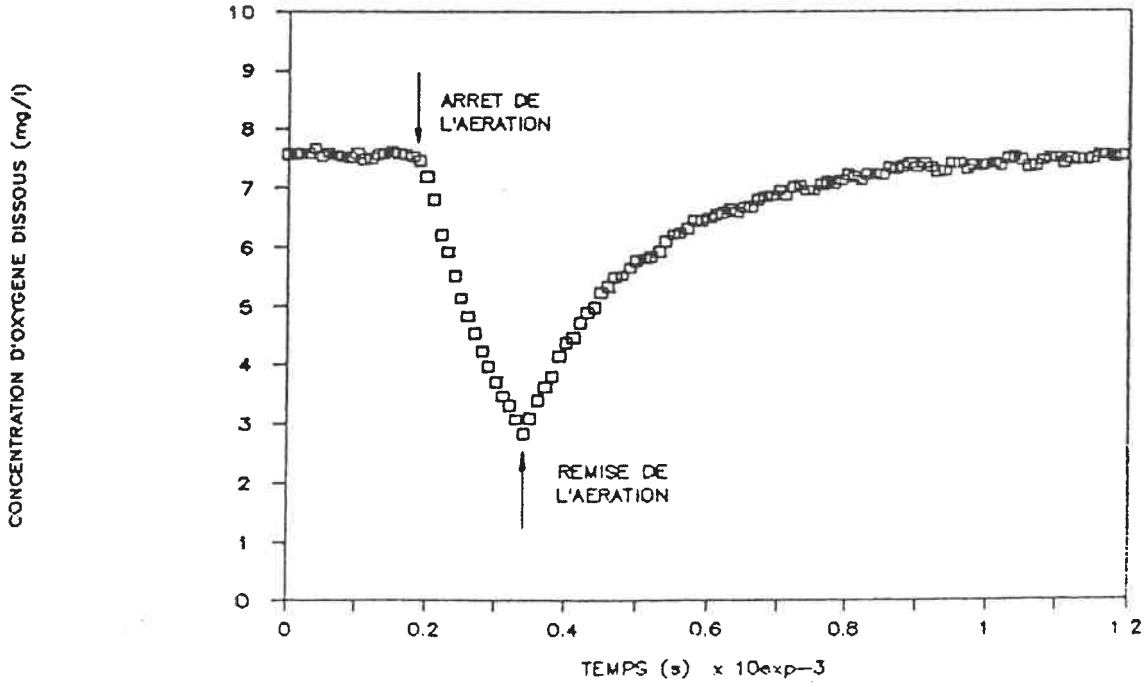

FIGURE 21 : Courbe typique d'enregistrement de la concentration d'oxygène pour une expérience d'absorption-désorption à l'azote.

3.3.3 Calcul du coefficient volumétrique de transfert de masse.

L'enregistrement de la concentration d'oxygène dissous dans la phase liquide en fonction du temps a été utilisée pour l'estimation du coefficient volumétrique de transfert de masse $K_L a$.

3.3.3.1 Hypothèses de la modélisation.

a) Les phases liquide et gazeuse sont complètement mélangées. La figure 20 montre trois profils de concentration d'oxygène dissous pour différentes positions de la sonde dans le réacteur, ce qui confirme le parfait mélange de la phase liquide.

b) La phase liquide peut être considérée en cuvée durant l'expérimentation i.e. que l'on néglige les entrées et sorties d'oxygène par la phase liquide.

c) Pour une molécule de gaz peu soluble dans l'eau comme l'oxygène et pour un réacteur à l'échelle de laboratoire , il est raisonnable de supposer que la fraction d'oxygène dans l'air ne change pas significativement sur la hauteur de la fente et que l'air reste ainsi saturé en oxygène.

d) La concentration de saturation en oxygène du liquide, C_{sat}, est constante. En effet, la différence de pression entre le niveau supérieur du liquide et les aérateurs est négligeable et la température est uniforme dans le réacteur.

e) Le coefficient volumétrique de transfert de masse est également constant sur la hauteur de la fente où se fait l'échange.

f) La concentration d'oxygène dans le liquide est égale à la concentration d'oxygène dans le biofilm, i.e. que les résistances intrafilm au transfert de masse sont négligeables.

g) Le taux de consommation d'oxygène par les microorganismes est constant. i.e. qu'en tout temps la concentration d'oxygène dans le liquide demeure supérieure à une valeur en dessous de laquelle l'oxygène serait limitant à la réaction.

h) Le coefficient $K_L a$ mesuré en désorption est égal à celui mesuré en absorption.

i) Le transfert d'azote lors de la phase de désorption n'influence pas le transfert d'oxygène.

j) La dynamique de la sonde à oxygène est négligeable.

k) Il n'y a pas de bulles de gaz entraînées dans la zone externe et donc pas d'échange en dehors de la fente.

3.3.3.2 Détermination du $K_L a$ par modélisation.

Deux modèles ont été utilisés pour décrire la variation de la concentration d'oxygène lors des phases de désorption et d'absorption, basés sur la théorie de Lewis et Whitman [64]. Ces derniers ont avancé la théorie la plus utilisée et la plus acceptée pour décrire l'absorption d'un gaz par un liquide. Le transfert de l'oxygène implique le transport à travers un mince film gaz (air) et un mince film liquide. Pour les gaz peu solubles comme l'oxygène dans l'eau, le gaz diffuse si lentement au travers du film liquide par rapport au film gaz, que la résistance au transfert de matière au travers du film gaz peut être négligée. Ainsi le transfert d'oxygène dans l'eau peut être exprimé par l'équation de bilan suivante :

$$\frac{d(C(t)V)}{dt} = K_L A \, (C_{sat} - C(t)) - Q_{O2} X.V \qquad (39)$$

Si on divise cette équation par V, supposé constant, et que l'on remplace A/V par a,

$$\frac{dC(t)}{dt} = K_L a \, [C_{sat} - C(t)] - Q_{O2}.X \qquad (40)$$

En régime permanent, dC/dt est constante et le taux de consommation d'oxygène par les microorganismes égale le taux de transfert de l'oxygène de l'air vers le liquide.

Trois paramètres reliés aux équipements d'aération peuvent être définis :

$$\alpha = \frac{K_L a \text{ eau à traiter}}{K_L a \text{ eau propre}} \tag{41}$$

$$\beta = \frac{C_{sat} \text{ eau à traiter}}{C_{sat} \text{ eau propre}} \tag{42}$$

et θ [65] où

$$K_L a_{(T\,^oC)} = K_L a_{(20\,^oC)} \theta^{(T-20)} \tag{43}$$

Une vaste gamme de valeur de θ a été rapportée. La valeur de 1.024 est généralement utilisée [65]. Les expériences n'ont pas toutes été effectuées à la même température. En effet, le réacteur n'ayant pas de contrôle de température, il pouvait parfois y avoir certaines variations. L'équation 43 proposée par Eckenfelder [66] a été utilisée pour normaliser les $K_L a$ à la température de 20° C.

Au cours de cette étude seul le $K_L a$ du liquide à traiter a été déterminé. La valeur de β mesurée vaut 96,5%.

a) Premier modèle.

Le premier modèle utilisé assume que le terme de consommation d'oxygène par bioréaction , $Q_{O2}.X$, est négligeable par rapport au taux de transfert de matière. L'équation 40 se transforme ainsi :

$$\text{Ln}\ [(C_{sat}-C_o)]/[C_{sat}-C(t)] = K_L a.t \qquad (44)$$

Le tracé de Ln $[(C_{sat}-C_o)]/[C_{sat}-C(t)]$ vs t a une pente dont la valeur est égale au coefficient $K_L a$. C_o est la concentration en oxygène dissous du régime permanent initial.

b) Deuxième modèle.

Le deuxième modèle utilise l'équation 40 directement.

$$dC(t)/dt = K_L a\ [C_{sat}-C(t)] - Q_{O2}.X \qquad (40)$$

D'après la littérature [67], il est raisonnable de supposer que le terme $Q_{O2}.X$ soit d'ordre zéro par rapport à la concentration d'oxygène, en autant que la concentration d'oxygène soit en tout temps maintenue supérieure à celle où l'oxygène devient le substrat limitatif. Le tracé de $dC(t)/dt$ vs $[C_{sat}-C(t)]$ a une pente dont la valeur est égale au coefficient volumétrique de transfert de masse $K_L a$.

c) Troisième modèle.

Le développement de ce modèle, appelé modèle dynamique, suppose que les phases liquide et gazeuse sont parfaitement agitées et donc uniformes.

L'équation de bilan sur la phase liquide dégazée, similaire à l'équation 40 est :

$$dC(t)/dt = K_L a_L \; [C_{sat} - C(t)] - Q_{O2} . X \qquad (45)$$

Un bilan sur la phase gazeuse donne :

$$\tau_G \frac{dy}{dt} = [y_{in}(t) - y(t)] - K_L a_L \left[\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right] \tau_G \frac{RT}{P_T} \; (C_{sat} - C(t)) \qquad (46)$$

où $\tau_G = n_T / G$ (47)

La solution de ce système à deux équations est :

$$\kappa(t) = \frac{C(t) - C(0)}{P_T/He \; (y_{in}(t) - y_{in}(0))} = 1 - \exp(-\beta_1 t) \qquad (48)$$

$$\text{où } \beta_1 = \frac{1}{\{(1/K_L a_L) + \tau_G [(1-\epsilon)/\epsilon] RT/He\}} \qquad (49)$$

ou encore

$$\mathrm{Ln}\,(1 - \kappa(t)) = -\beta_1 t \qquad (50)$$

Ainsi, la pente du tracé semi-logarythmique de $(1-\kappa(t))$ en fonction du temps permet de déterminer β_1 et donc $K_L a_L$.

3.3.4 Conditions d'opération.

Une première série d'expériences de détermination de $K_L a$ a été menée alors que le substrat était alimenté à une concentration variant entre 2200 et 2500 mg DCO/l. Une deuxième série a été effectuée à une charge alimentée plus faible, soit entre 750 et 850 mg DCO/l. L'effet sur la DCO résiduelle du réacteur était la suivante : dans le premier cas, elle s'est maintenue entre 200 et 600 mg DCO/l alors que dans le second cas, elle a varié entre 30 et 100 mg DCO/l. La concentration de biomasse libre en suspension (SVS) a aussi été modifiée suite au changement de la charge alimentée : se maintenant entre 350 et 550 mg/l pour la première série d'expériences, elle a varié entre 200 et 350 mg/l pour la seconde.

La différence de concentration d'oxygène dissous dans le liquide du réacteur entre les deux séries d'expériences était notable. A forte charge, la concentration était d'environ 3 mg/l alors qu'elle se maintenait aux alentours de 6 mg/l à charge plus faible. Ainsi, à forte charge, la concentration d'oxygène dissous de départ de 3 mg/l n'était pas suffisante pour permettre une désorption significative sans toutefois aller sous le seuil où l'oxygène serait limitant aux microorganismes. Les résultats des expériences

à charge moyenne ont donc été retenus pour l'analyse du $K_L a$.

Les enregistrements de concentration d'oxygène dissous ont été effectués pour une seule configuration d'aération. Les dimensions du réacteur et de la fente de recirculation, les diffuseurs à 8 orifices annulaires et l'espace libre sous la fente sont demeurés constants (voir section 2.2). Le débit gazeux, G, a été varié sur toute la gamme qu'il était expérimentalement possible de traiter en biotraitement. Ainsi, le débit minimum était celui permettant de maintenir une certaine fluidisation des bioparticules dans le réacteur, même si non-uniforme. Le débit maximum était choisi pour que l'expansion du lit fluidisé ne dépasse pas le bas de la fente de façon à éviter la présence de fluidisation triphasique dans la fente et d'un lit circulant, ce qui sort de notre champ d'investigation. De même, le débit maximum était limité par la perte de bioparticules par giclage hors du réacteur.

Le tableau 10 contient les conditions d'opération lors de l'étude de détermination du coefficient $K_L a$.

L'effet des propriétés physico-chimiques des deux phases n'a pas été étudié. Les gaz utilisés pour la fluidisation ont été l'air et l'azote, pour la désorption de l'oxygène.

Configuration	Fente
Substrat	Lactosérum
S_o (mg DCO/l)	750 @ 850
F (l/j)	108
G ($x10^4$ m^3/s)	6,82 @ 11,2
V_{LIT} (m^3)	$3,15 \times 10^{-2}$
H_{niv} (m)	0
N	1 535 000
d_p (m)	$1,30 \times 10^{-3}$
ρ_p (kg/m^3)	110
ρ_{BF} (kg/m^3)	$3,30 \times 10^{-2}$

Tableau 10 : Conditions d'opération pour l'étude de détermination du $K_L a$.

3.3.5 Résultats et discussion.

3.3.5.1 Premier modèle.

Le premier modèle néglige le terme de consommation d'O_2 par bioréaction. Il a été appliqué aux expériences effectuées à faible charge alimentée i.e. à haute concentration d'oxygène.

La figure 22 présente les régressions moyennes des diverses expériences de désorption à l'azote pour chaque vitesse superficielle de gaz. Les résultats de chaque expérience sont contenus en annexe. Le paramètre porté en ordonné est Ln [C(0)/C(t)] étant donné qu'en désorption $C_{sat} = 0$.

Pour chacune des expériences, deux coefficients volumétriques de transfert de matière pouvaient être identifiés, soit dans les phases de désorption et d'absorption. Toutefois, la dynamique de la phase de désorption est plus rapide que celle de la phase d'absorption, ce qui est normal puisque les microrganismes et l'azote agissent tous deux dans le sens d'une diminution de la concentration d'oxygène dissous, alors qu'en absorption, les microorganismes ralentissent l'enrichissement en oxygène. La courbe de C(t) vs t est ainsi mieux définie en désorption qu'en absorption où les mouvements du liquide du réacteur pas toujours homogènes

font varier le signal de la concentration d'oxygène de façon continue.

La phase d'absorption n'a donc pas été retenue pour l'identification des $K_L a$ et les résultats sont basés sur la phase de désorption à l'azote. Linek et coll. [68] ont étudié le transfert de matière dans un réacteur de type colonne à bulles agitée en utilisant la méthode dynamique de désorption à l'azote. Pour le réacteur de 18 litres de volume liquide et de 0,29 m de diamètre, et pour des vitesses superficielles de gaz de 0,002 et 0,004 m/s, la différence entre le $K_L a$ mesuré en absorption et en désorption était inférieure à 8 %, généralement autour de 5 %, ce qui n'est pas significatif.

Les valeurs moyennes du coefficient volumétrique de transfert de matière varient entre 0,00469 s^{-1} pour le plus faible débit d'air de $6,82 \times 10^{-4}$ m^3/s et 0,00817 s^{-1} pour le plus fort débit d'air de $1,12 \times 10^{-3}$ m^3/s, correspondant à une vitesse superficielle de gaz dans la fente de 0,038 et 0,063 m/s respectivement.

La figure 23 présente les variations du $K_L a$ en fonction de l'augmentation de la vitesse superficielle de gaz dans la fente. Les points reliés par une droite sont les $K_L a$ moyens de chaque série d'expériences. On remarque ainsi que le $K_L a$ augmente avec la vitesse de gaz, ce qui était prévisible. La figure montre également une chute du $K_L a$ en dessous de 0,042

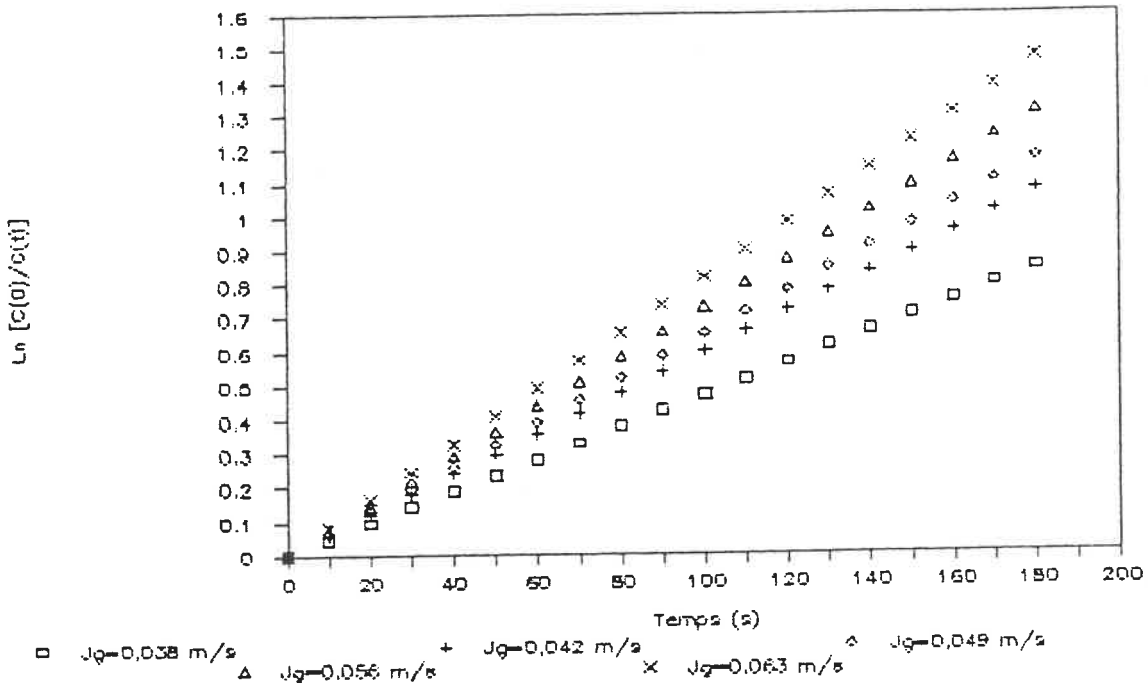

FIGURE 22 : Régressions moyennes du premier modèle pour cinq vitesses superficielles de gaz - désorption

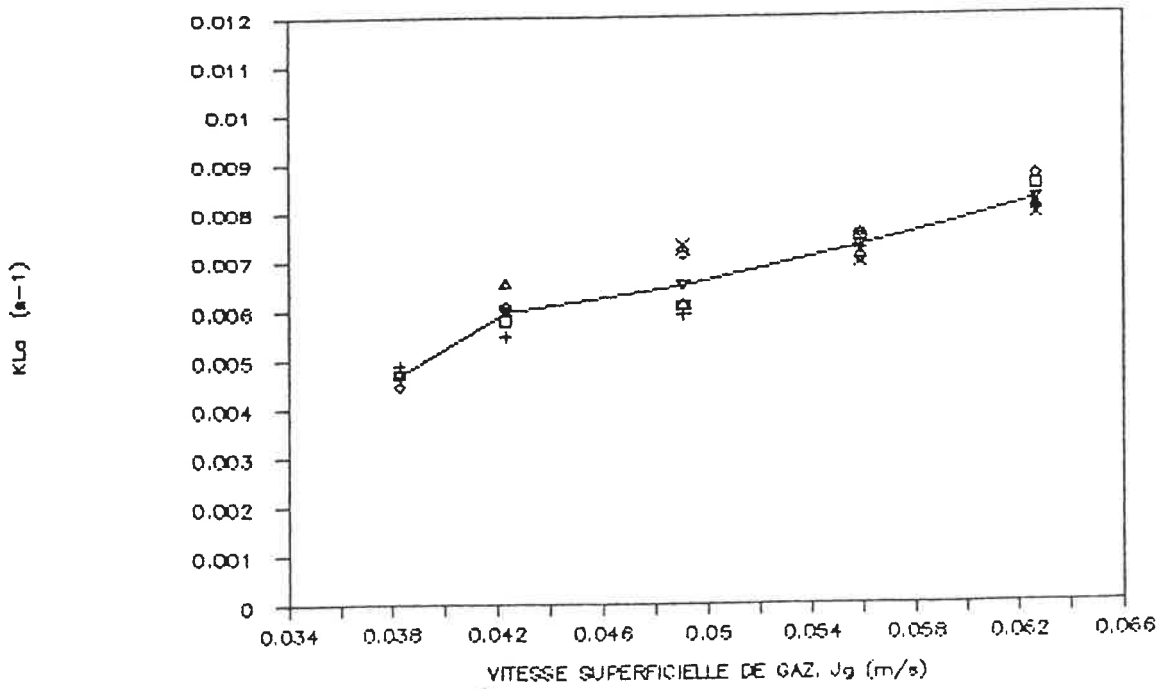

FIGURE 23 : Effet de la vitesse superficielle de gaz sur le $K_L a$ - premier modèle.

m/s, qui s'explique par le fait qu'à si faible débit d'azote la vitesse de recirculation du liquide est très faible, ne maintenant plus une fluidisation uniforme. Cette diminution de la vitesse de recirculation du liquide diminue également la quantité d'oxygène transportée dans la zone externe à la sonde.

Le tableau 11 présente les résultats obtenus pour le premier modèle.

L'erreur sur la détermination du $K_L a$, par la méthode dynamique de la concentration d'oxygène dissous, due à la sonde utilisée a été évaluée. Les plus grands $K_L a$ identifiés sont d'environ 0,0082 s^{-1} dont l'inverse est 122 s, et les plus faibles de 0,0039 s^{-1}, soit 256 s. Le temps de réponse de la sonde représente ainsi entre 3,2 et 6,7 %, ce qui n'est pas significatif.

3.3.5.2 Deuxième modèle.

3.3.5.2.1 Détermination du $K_L a$.

Pour la série d'expériences à forte charge, la période de désorption à l'azote devait être très courte dû, à la concentration initiale d'oxygène dissous qui était d'environ 3 mg/l, de façon à ne pas affecter la population microbienne par un manque d'oxygène. Le modèle suppose aussi une cinétique d'ordre 0 par rapport à l'oxygène i.e. un taux de

consommation d'oxygène constant sur la période d'échantillonnage. A si faible concentration d'oxygène dissous, il est permis de croire que l'oxygène devenait limitant et que le modèle ne peut plus être appliqué directement.

Le modèle appliqué à la deuxième série d'expériences donne une droite entre dC(t)/dt et (C_{sat}-C(t)) ou C(t), en absorption ou en désorption respectivement. Les valeurs de dC(t)/dt proviennent du polynôme de lissage de C(t) vs t, dérivé et appliqué aux valeurs de temps puis tracé en fonction de la concentration d'oxygène.

La figure 24 présente les régressions moyennes des diverses expériences de désorption à l'azote pour chaque vitesse superficielle d'azote. Dans la majorité des expériences, telle que celle présentée à la figure 25, une cassure dans la droite est fréquemment observée autour de 3 mg/l, ce qui indique probablement le seuil en-dessous duquel l'oxygène serait limitant. Au-dessus de cette concentration critique, la valeur du taux de consommation d'oxygène, Q_{O2}, serait maximum alors qu'elle suivrait un ordre 1 en-dessous, i.e.

Pour $C > C_{CRITIQUE} \Rightarrow Q_{O2}X = Q_{O2\ max}X = K_1$ (51)

Pour $C < C_{CRITIQUE} \Rightarrow Q_{O2}X = K'C(t)X = K_2C(t)$ (52)

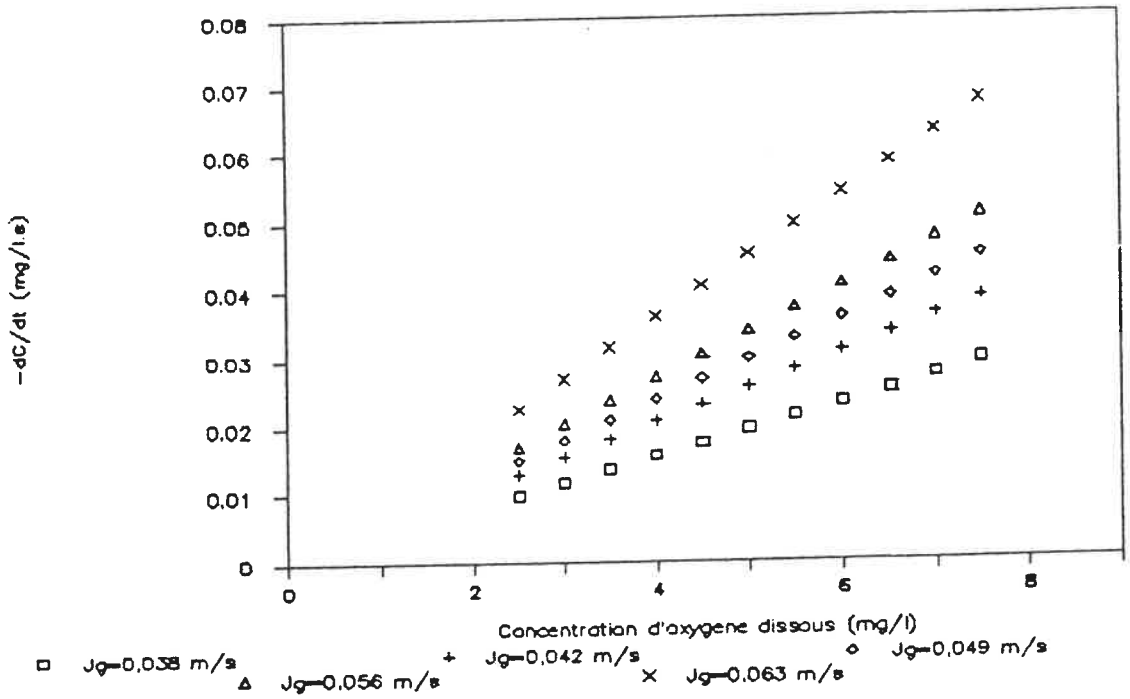

FIGURE 24 : Régressions moyennes du deuxième modèle pour cinq vitesses superficielles de gaz - désorption.

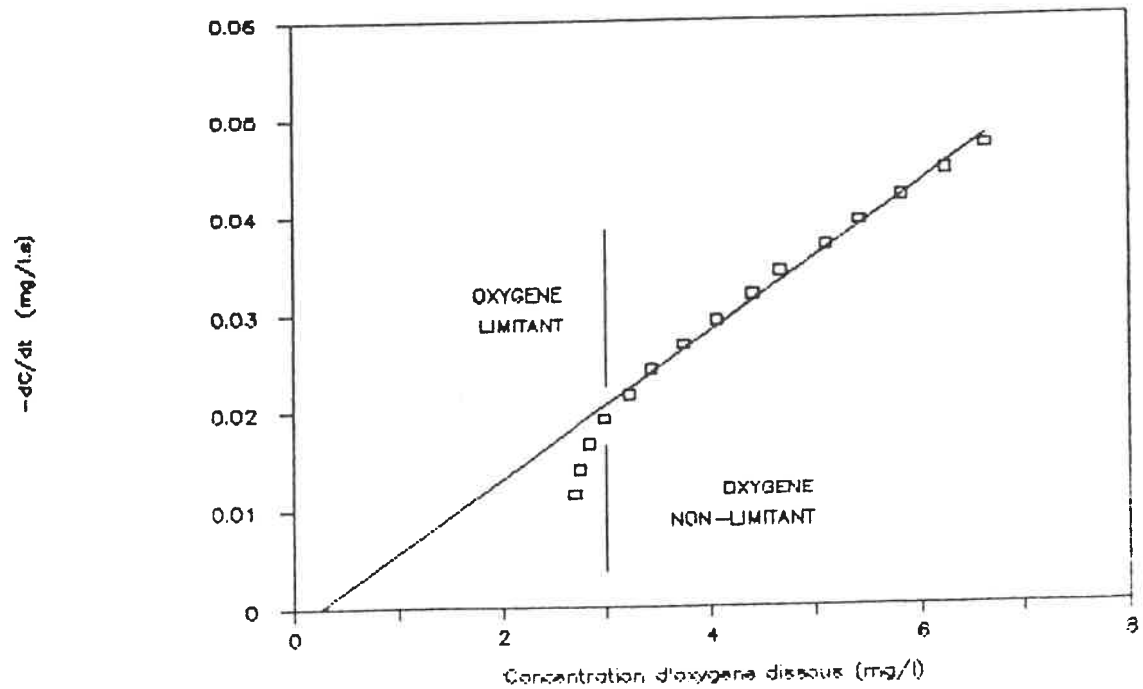

FIGURE 25 : Seuil de limitation de l'oxygène dissous aux microorganismes.

Etant donné qu'il y a une discontinuité dans la droite de dC(t)/dt vs C(t), la valeur de Q_{O2} ne peut être trouvée par extrapolation.

Les valeurs moyennes de $K_L a$ déterminées par ce modèle, présentées au tableau 11 varient entre 0,00392 s^{-1} pour le plus faible débit d'air de 6,82 x 10^{-4} m^3/s et 0,00802 s^{-1} pour le plus fort débit de 1,12 x 10^{-3} m^3/s, correspondant à une vitesse superficielle de gaz de 0,038 et 0,063 m/s respectivement.

Vitesse de gaz J_g **(m/s)**	**Modèle 1** $K_L a$ **(s^{-1})**	**Modèle 2** $K_L a$ **(s^{-1})**
0,038	0,00469	0,00392
0,042	0,00597	0,00517
0,049	0,00650	0,00597
0,056	0,00728	0,00678
0,063	0,00817	0,00802

Tableau 11: Coefficients volumétriques de transfert de matière déterminés par les modèles 1 et 2.

La figure 26 illustre la variation du $K_L a$ en fonction de l'augmentation de la vitesse superficielle du gaz pour les deux modèles étudiés. On remarque que ces deux modèles suivent la même évolution, sauf pour le plus grand débit

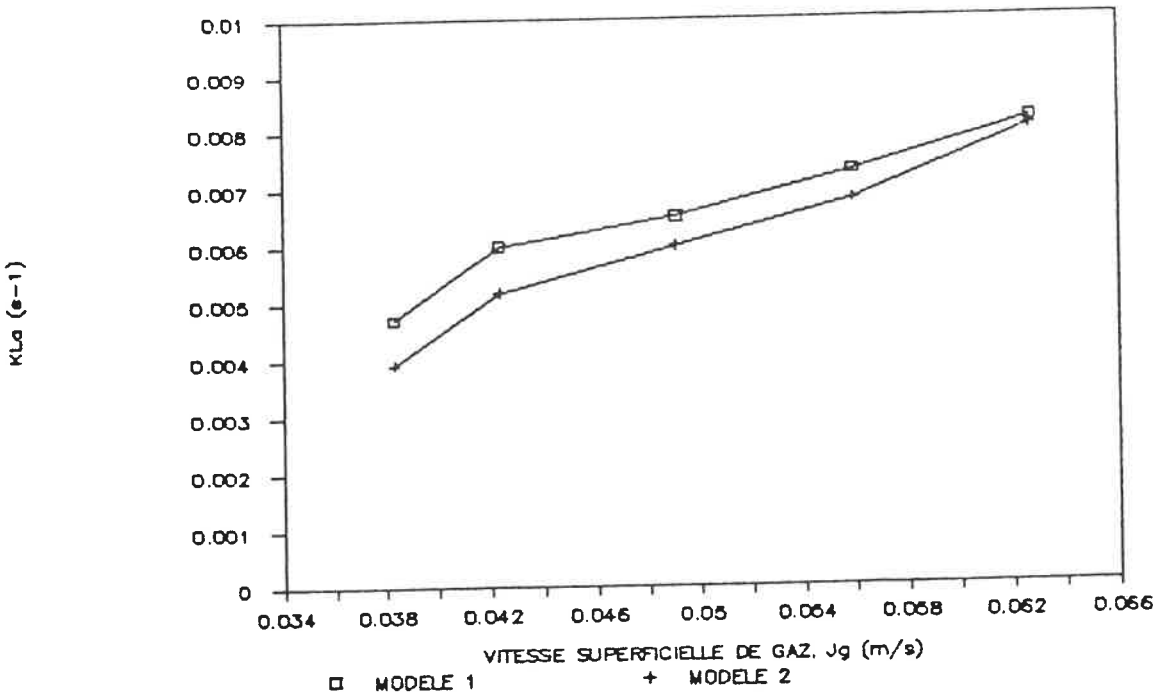

FIGURE 26 : Effet de la vitesse superficielle de gaz sur le K_La pour les modèles 1 et 2.

d'air. Le modèle 1 montre des valeurs de $K_L a$ supérieures à celles du modèle 2, étant donné que le terme de consommation par les microorganismes est négligé. Comme pour le premier modèle, on remarque que la fluidisation non-uniforme à faible débit d'air induit un $K_L a$ sous-estimé par le deuxième modèle.

L'effet du transfert de l'azote lors de la détermination du $K_L a$ à l'aide de la méthode dynamique a été étudiée par Linek et coll. [68] dans un réacteur de type colonne à bulles agitée. La méthode utilisée était la suivante : le système était amené d'un régime permanent à un autre en changeant soudainement la concentration d'oxygène du gaz alimenté, sans interrompre l'alimentation de gaz ou l'agitation du liquide, i.e. alimentation d'air et changement pour l'azote et vice versa. Deux modèles ont été utilisés pour déterminer le $K_L a$, soit le modèle de Dang et coll. [69] négligeant le transfert d'azote interphase et un modèle à 4 équations tenant compte du transfert d'azote. La différence entre les coefficients volumétriques de transfert de matière déterminés par ces deux modèles était non-significative, variant entre 1 et 5 % pour l'échange N_2->AIR ou AIR->N_2. Leur conclusion était donc qu'en utilisant la méthode dynamique, telle que dans cette présente étude, pour déterminer le $K_L a$, l'influence du transfert d'azote simultanément au transfert d'oxygène n'avait pas à être considéré.

Plusieurs études, dont celle de Mines [70], ont démontré l'influence de la concentration en biomassse sur le coefficient volumétrique de transfert de matière $K_L a$. Le mécanisme avancé par Tsao [71] pour expliquer l'augmentation du transfert d'oxygène avec l'augmentation de la concentration de microorganismes propose qu'il existe un chemin parallèle au transfert classique du gaz vers le liquide, formé par un interface direct microorganisme-bulle. L'influence de ce mécanisme est plus important à forte concentration en biomasse. Evidemment, l'augmentation du transfert de matière augmentera avec la concentration de biomasse en autant que la viscosité du système n'est pas augmentée. Dans notre système, cependant, la majeure partie de la biomasse est fixée et contenue dans la zone externe et ne vient pas ainsi en contact direct avec la phase gazeuse. Cet influence de la concentration en biomasse sur le $K_L a$ n'a donc pas affecté nos résultats.

3.3.5.2.2 Détermination expérimentale de la consommation d'oxygène par bioréaction.

La consommation des microorganismes libres et fixés a été déterminée en utilisant la sonde à oxygène.

a) Consommation d'oxygène par les microorganismes libres.

La méthode utilisée a été la suivante. On enregistrait la concentration d'oxygène dissous dans le liquide du lit

expansé puis soudainement on coupait l'aération, provoquant ainsi la contraction du lit de billes vers la surface du liquide . La sonde était placée au bas du lit et remontée au fur et à mesure que le lit se contractait, toujours en étant maintenue en dessous des bioparticules. Une réponse typique de la sonde à oxygène suite à cette manoeuvre est représentée à la figure 27. L'augmentation de la concentration d'oxygène suite à l'arrêt de l'aération est probablement due au mouvement des billes vers le haut, éliminant la plus forte consommation des microorganismes fixés, et à l'apport d'oxygène du liquide continuant à recirculer légèrement. La remise de l'oxygène a provoqué une diminution temporaire de la concentration d'oxygène dissous à un niveau inférieur au niveau initial. Cet état est typique d'un manque d'oxygène par les microorganismes, même sur une courte période d'environ 110 secondes, qui ont tendance à consommer plus d'oxygène suite au manque qu'avant l'arrêt de l'aération. La consommation d'oxygène des microorganismes libres a été déterminée comme étant la moyenne de quelques pentes de C(t) vs t, telle qu'à la figure 27, soit :

$$(Q_{O2}X)_L = dC(t)_{Liquide}/dt \qquad (53)$$

b) <u>Consommation d'oxygène par les microorganismes fixés.</u>

La consommation d'oxygène par les microorganismes fixés a aussi été déterminée en coupant l'aération. La sonde était

déplacée de façon à mesurer la concentration d'oxygène dissous au milieu du lit se contractant. Une réponse typique de la sonde est représentée à la figure 28. La consommation des microorganismes libres et fixés a été déterminée à l'aide de quelques-unes de ces courbes en mesurant la pente à partir du moment où le lit avait atteint sa compaction maximale, indiquée sur le graphe par "lit compact", jusqu'à ce que l'aération soit remise. La consommation enregistrée était supérieure à celle du lit expansé en opération normale alors que la rétention solide était estimée à 7.9%. La rétention moyenne du lit contracté était de 18%. La consommation mesurée par la pente de C(t) vs t a donc été corrigée par le rapport de ces rétentions solides.

Consommation d'oxygène des microorganismes libres et fixés :

$$(Q_{O2}X)_{L+F} = \frac{dC(t)_{Lit\ compact}}{dt} * \frac{\text{rétention solide normale}}{\text{rétention solide compacte}} \quad (54)$$

Le taux de consommation des microorganismes fixés seulement a été déterminé en soustrayant la consommation des microorganismes libres de celle mesurée dans le lit compact.

Le tableau 12 contient les taux spécifiques moyens de consommation d'oxygène dissous dûs aux microorganismes libres $(Q_{O2}.X)_L$ et fixés $(Q_{O2}.X)_F$.

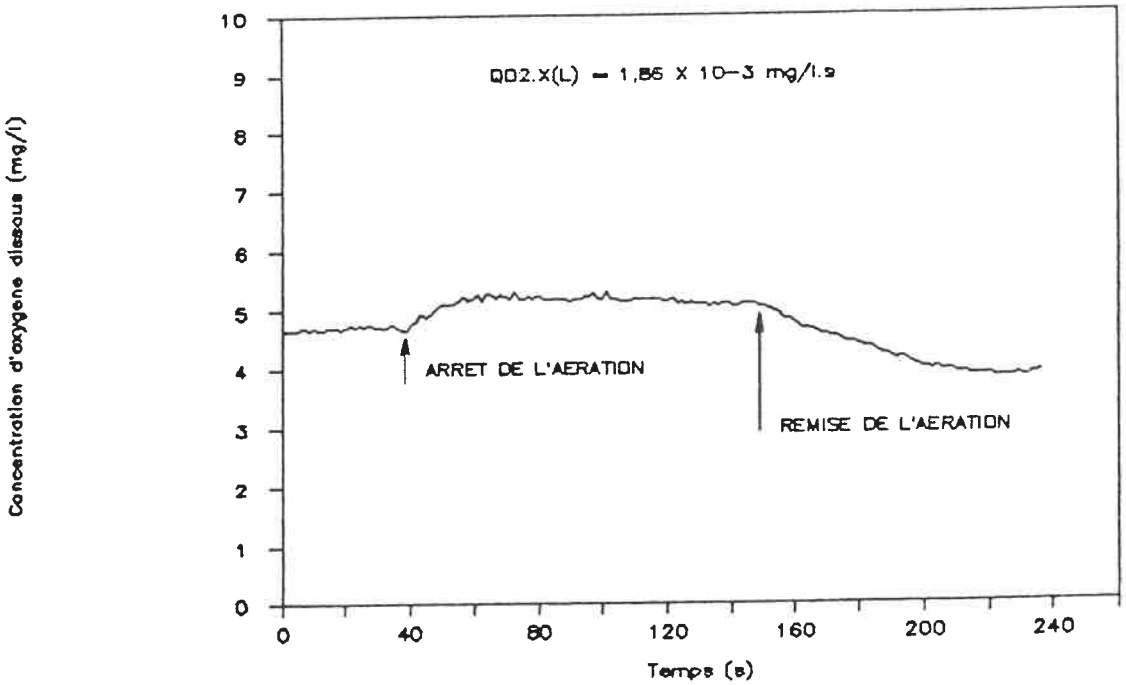

FIGURE 27 : Consommation d'oxygène dissous par les microorganismes libres en suspension.

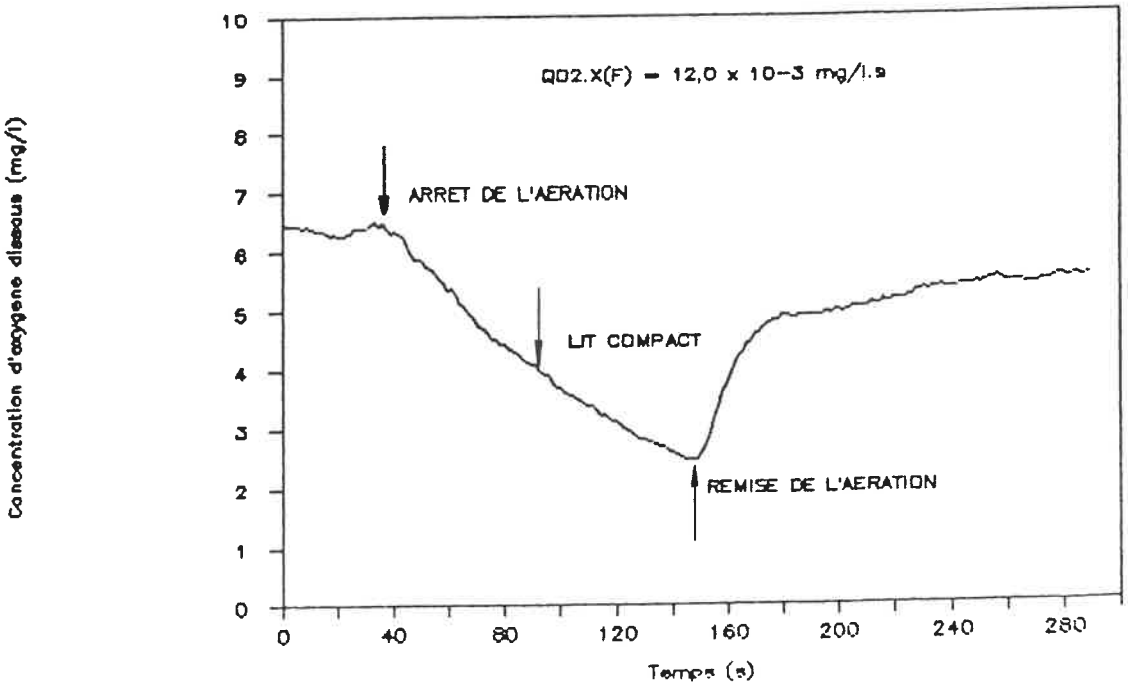

FIGURE 28 : Consommation d'oxygène dissous par les microorganismes libres et fixés.

$(Q_{O2}.X)_L$	$1,86 \times 10^{-3}$ mg/l.s
$(Q_{O2}.X)_F$	$12,0 \times 10^{-3}$ mg/l.s
X_L	136 mg/l
X_F	7180 mg/l
$(Q_{O2})_L$	$1,37 \times 10^{-5}$ mg O_2/mg biomasse.s
$(Q_{O2})_F$	$1,68 \times 10^{-6}$ mg O_2/mg biomasse.s

Tableau 12: Taux spécifiques moyens de consommation d'oxygène par les microorganismes.

La valeur de X_L a été déterminée avec la mesure des solides volatils en suspension (SVS). La valeur de X_F a été déterminée à l'aide de la quantité moyenne de biomasse par bille ramenée au nombre total de billes et divisée par le volume occupé par le lit expansé.

On remarque que le taux spécifique de consommation d'oxygène dû aux microorganismes libres est environ 8 fois supérieur au taux dû aux microorganismes fixés. Ceci peut être expliqué par quelques facteurs importants. Premièrement, les limites diffusionnelles du substrat, des nutriments et de l'oxygène dans le biofilm peuvent être importante. Deuxièmement, le biofilm peut contenir un nombre important de microorganismes morts ou anaérobies, conséquence de la première cause. Troisièmement, la méthode de détermination de la biomasse fixée repose sur la mesure du poids sec total de la biomasse formant le biofilm et non seulement de la matière volatile, ce qui diminuerait sensiblement ce rapport.

Si on compare ces taux de consommation biologique à la désorption d'oxygène par l'azote, on obtient pour les $K_L a$ minimum et maximum du deuxième modèle :

$$(K_L a)_{min} \times C(t)_{min} = 0{,}00392\ s^{-1} * 5\ mg/l = 0{,}0196\ mg/l.s$$

$$(K_L a)_{max} \times C(t)_{max} = 0{,}00900\ s^{-1} * 7.5\ mg/l = 0{,}0675\ mg/l.s$$

Le taux de consommation d'oxygène global, soit $(Q_{O2}.X)_{L+F}$, est de 0,0139 mg/l.s et représente entre 17 et 41 % de la consommation totale, physique et biologique, prévue par le second modèle, pour les débits maximum et minimum respectivement.

Il semble donc que le premier modèle surestimait le coefficient volumétrique de transfert de masse en négligeant le terme de consommation d'O_2 par bioréaction. Le deuxième modèle, plus réaliste en présence d'une importante masse microbienne, devrait donc être utilisé pour décrire les variations de concentration d'oxygène dissous en utilisant la méthode dynamique de désorption à l'azote pour la détermination du $K_L a$.

3.3.5.2.3 Détermination de la consommation biologique d'oxygène en régime permanent.

En régime permanent il existe une concentration d'oxygène dissous d'équilibre dans le liquide du réacteur

parce que le taux biologique de consommation d'oxygène par les microorganismes est égal au taux de transfert de l'oxygène de l'air vers le système. Ainsi,

$$K_L a \ (C_{sat} - C) = Q_{O2}.X \qquad (55)$$

Les valeurs de C_{sat} et C étant connues et $K_L a$ ayant été déterminé pour différentes vitesses de gaz, la valeur de $Q_{O2}.X$ peut être calculée. La concentration d'oxygène du liquide augmente avec le débit d'air tel que représenté à la figure 29. Le tableau 13 contient les valeurs du taux de consommation biologique d'oxygène en régime permanent calculées à partir des $K_L a$ du deuxième modèle.

J_g (m/s)	$K_L a$ (s^{-1})	$Q_{O2}.X$ (mg/l.s)
0,038	0,00392	0,0176
0,042	0,00517	0,0186
0,049	0,00597	0,0173
0,056	0,00678	0,0149
0,063	0,00802	0,0209
	Moyenne :	0,0179

Tableau 13: Consommation biologique d'oxygène en régime permanent.

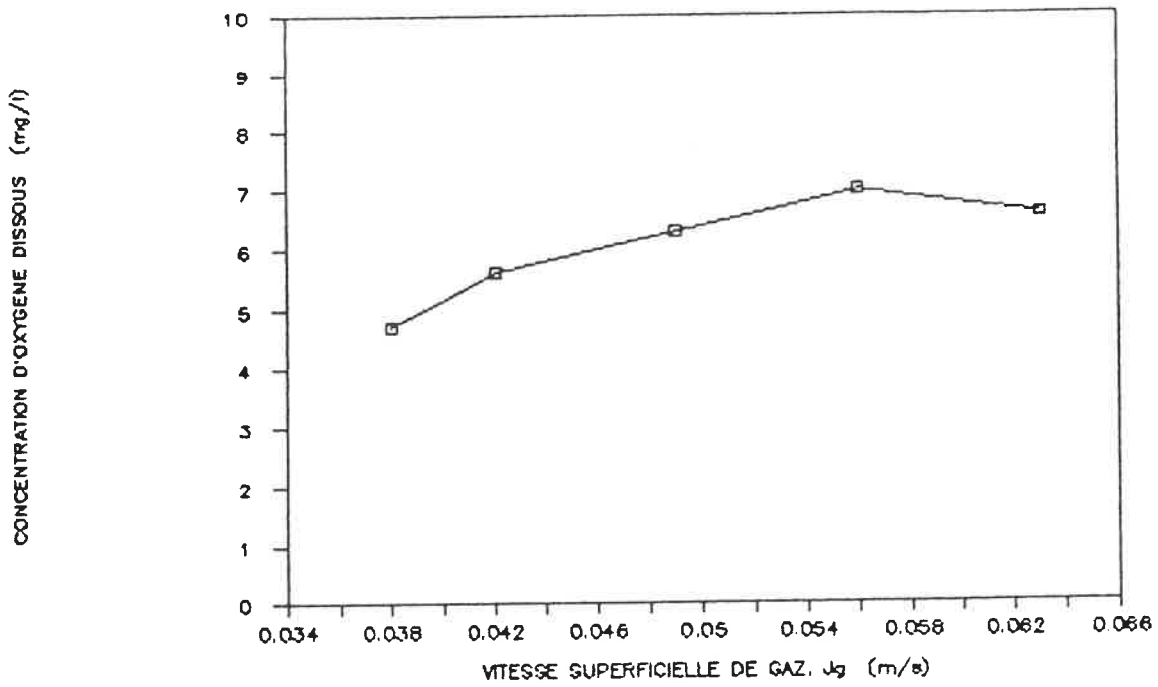

FIGURE 29 : Effet de la vitesse superficielle de gaz sur la concentration d'oxygène dissous du réacteur.

La valeur moyenne du taux de consommation d'oxygène par les microorganismes déterminé en régime permanent est ainsi 29 % supérieure à celle mesurée expérimentalement. Ceci pourrait être expliqué par la façon dont $Q_{O2}.X$ a été mesuré expérimentalement : en cessant l'aération, le liquide cesse également de recirculer et, même si le substrat est continuellement alimenté au réacteur, il peut se créer une limitation locale du substrat dans ou autour du biofilm. Cette limitation aurait un effet direct sur l'utilisation d'oxygène qui en serait diminuée. Notons que la concentration d'oxygène dissous a été maintenue supérieure à 3 mg/l lors de ces expériences afin que l'oxygène ne devienne pas limitant.

3.3.5.2.4 Pondération du coefficient volumétrique de transfert de matière.

L'aire interfaciale spécifique "a" dans le terme $K_L a$ est la somme des interfaces de toutes les bulles sur le volume liquide total du réacteur. Etant donné que dans le RBFI à cuve rectangulaire le volume de la zone externe ne contribue pas au transfert de masse, s'il n'y a pas de bulles de gaz entraînées, il est plus réaliste de parler de l'aire interfaciale spécifique par rapport au volume de la zone diphasique, "a_{in}". Ainsi,

$$K_L a_{in} = K_L a * \frac{(H + H_S + H_{niv})\ W_{ext}}{H_a \cdot W_{in}} \qquad (56)$$

i.e. $K_L a_{in} = 4,6 * K_L a$ (57)

Cette valeur pondérée du coefficient volumétrique de transfert de masse, relativement à la zone où s'effectue l'échange d'oxygène, est plus réaliste et permet une meilleure comparaison entre des réacteurs qui n'ont pas le même ratio de volume aéré sur volume total.

Le tableau 14 présente les résultats originaux de $K_L a$ ainsi que le $K_L a_{in}$ pour le deuxième modèle.

Vitesse de gaz J_g **(m/s)**	**Modèle 1** $K_L a$ **(s^{-1})**	**Modèle 2** $K_L a$ **(s^{-1})**	**Modèle 2** $K_L a_{in}$ **(s^{-1})**
0,038	0,00469	0,00392	0,01800
0,042	0,00597	0,00517	0,02377
0,049	0,00650	0,00597	0,02747
0,056	0,00728	0,00678	0,03118
0,063	0,00817	0,00802	0,03689

Tableau 14: Pondération du coefficient volumétrique de transfert de matière déterminé par le modèle 2.

3.3.5.3 Troisième modèle.

Un des principaux paramètres du modèle dynamique devant

être identifié de façon à déterminer le $K_L a$ est la retenue de la phase gazeuse, ϵ.

ϵ doit être mesurée avec précision parce qu'elle influence directement la valeur du coefficient volumétrique de transfert de matière. Nous avons tenté de la déterminer en mesurant la différence de niveau du liquide lorsqu'aéré et lorsque non-aéré. Toutefois, la retenue était trop faible pour faire une différence significative du niveau du liquide.

Le montage expérimental utilisé aurait dû être modifié de façon importante afin de pouvoir mesurer ϵ adéquatement. Le troisième modèle n'a donc pu servir à identifier le $K_L a$.

3.3.5.4 Correlation pour le coefficient volumétrique de transfert de masse.

Une correlation pour le coefficient volumétrique de transfert de masse, $K_L a$, a été établie par Garnier [22] dans un RBFI tubulaire. Cette correlation tient compte du diamètre du tube interne du air-lift et de la vitesse superficielle du gaz dans ce tube.

Dans le cours de cette étude, une seule dimension de fente a été utilisée pour la recirculation du liquide, soit 0,025 m, pour 5 débits d'air différents. Les données du tableau 14 de $K_L a_{in}$ pour le deuxième modèle ont été

utilisées pour établir une correlation primaire pour ce type de réacteur à cuve rectangulaire. La valeur de $K_L a_{in}$ pour le plus faible débit de gaz n'a pas été retenue dû à la fluidisation non-uniforme occasionnée.

La correlation entre $K_L a_{in}$ et J_g a ainsi été prise comme étant la droite reliant les vitesses intermédiaires, tel que montré à la figure 30. Cette droite possède sensiblement la même pente que pour le premier modèle. Seul le $K_L a$ relié à la dernière vitesse superficielle s'éloigne quelque peu de la droite de correlation. Cependant, cette vitesse de gaz est à la limite des possibilités de ce réacteur et ne représente donc pas une vitesse d'opération courante.

La correlation est ainsi :

$$K_L a_{in} = 0,529 J_g + 0,00154 \qquad (58)$$

La figure 31 montre la relation entre le $K_L a_{in}$ mesuré expérimentalement et le $K_L a_{in}$ déterminé par la correlation. Les points suivent bien la droite à 45° sauf pour le plus faible débit de gaz où la fluidisation non-uniforme diminu fortement le $K_L a$.

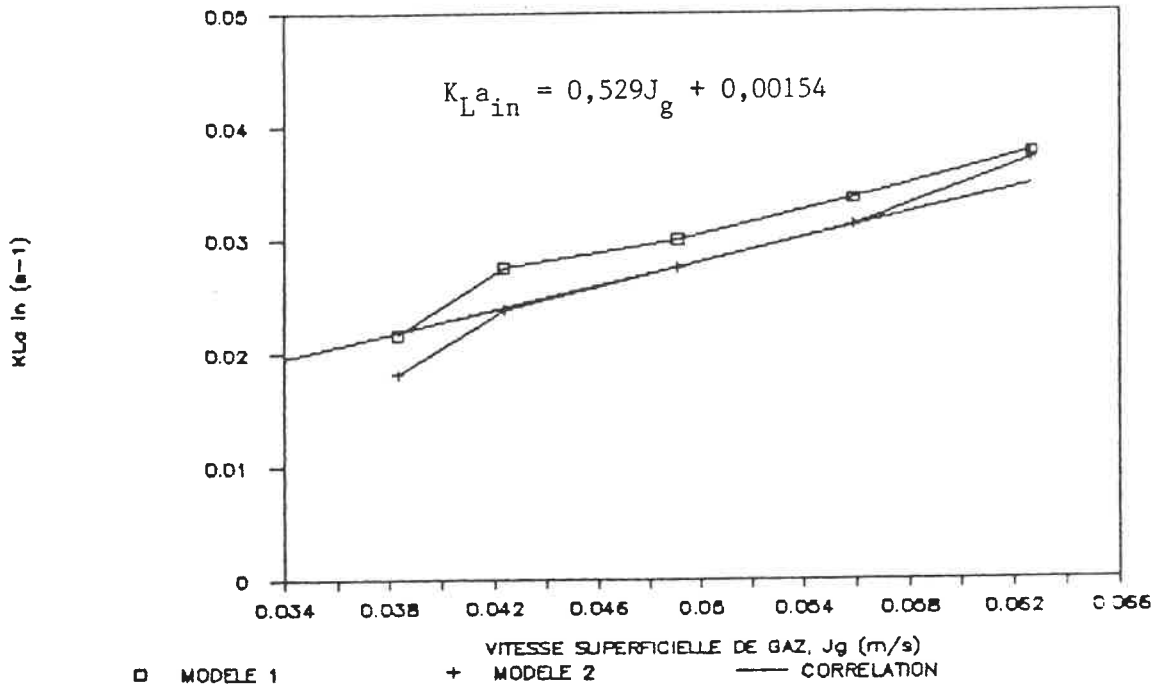

FIGURE 30 : Correlation entre le coefficient pondéré K_La_{in} et la vitesse superficielle de gaz.

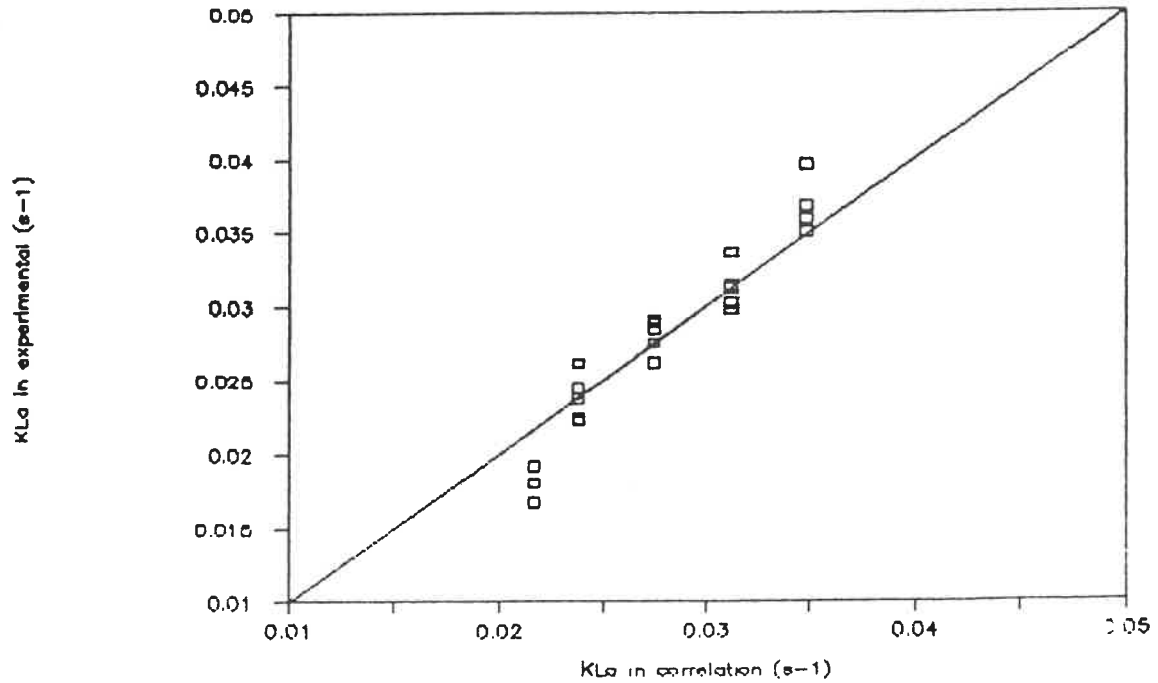

FIGURE 31 : Relation entre le K_La_{in} expérimental et le K_La_{in} déterminé par la correlation.

3.3.5.5 Comparaison de la correlation avec d'autres travaux.

Une comparaison des résultats de mesure de transfert d'oxygène dans des réacteurs de type air-lift de différentes tailles (tableau 15) est présentée à la figure 32.

Référence	H_L	D	S_a/S_T	Réacteur
HUANG [72]	0,72	0,10	0,26	airlift
GARNIER [22]	1,35	0,15	0,25	airlift
KOIDE [73]	1,55	0,14	0,22	airlift
CAREY [Ce travail]	0,62	0,10*	0,25	airlift
WEILAND [74]	8,50	0,10	--	airlift
		+0,05		boucle externe

* Largeur du réacteur rectangulaire

Tableau 15: Dimensions des réacteurs airlift utilisés lors d'expériences de transfert de matière.

Tous les réacteurs airlift présentés ont des ratios de surface aérée/surface totale semblables. Les travaux de Garnier [22] vs Koide [73] montrent que pour des réacteurs de mêmes dimensions, le coefficient volumétrique de transfert de masse peut être très différent, dans une même gamme de débits d'aération. Les résultats de cette étude vs

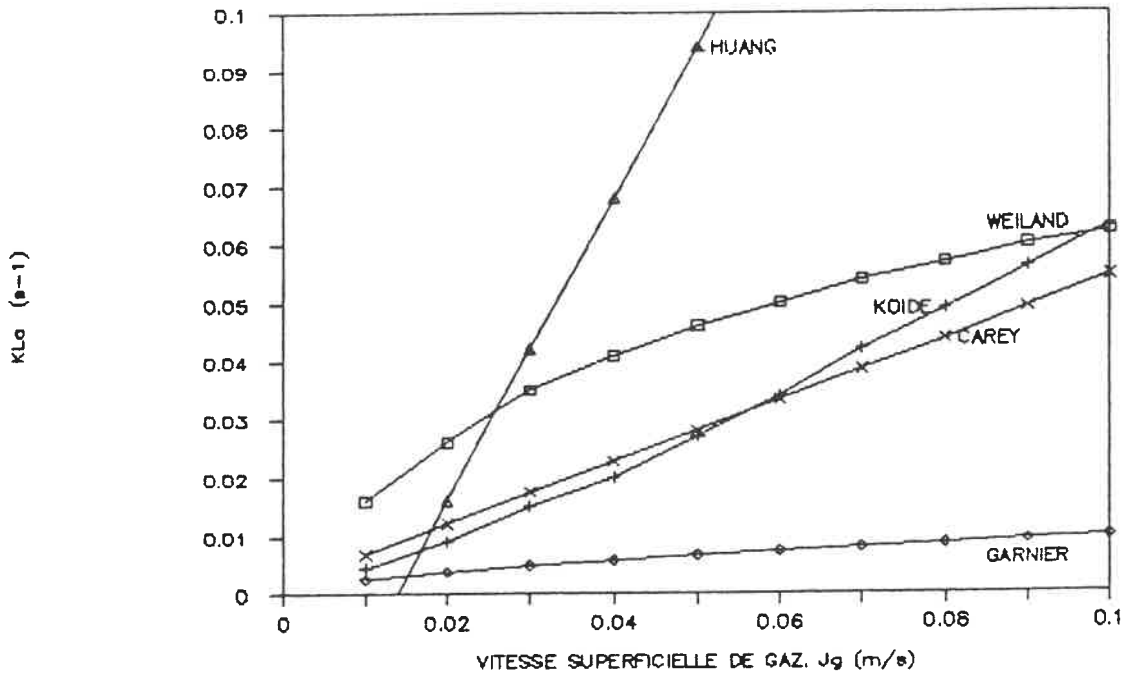

FIGURE 32 : Comparaison de notre correlation de $K_L a$ avec d'autres travaux.

ceux de Huang [72] sont également très éloignés, quoique les configurations des deux réacteurs soient très différentes pour des dimensions semblables. De plus, seules les mesures de $K_L a$ de ce projet ont été effectuées en système réel de biotraitement. Toutefois, dans tous les cas on peut remarquer une influence importante de la vitesse superficielle de gaz sur le coefficient volumétrique de transfert de matière. Toutes ces différences peuvent s'expliquer par les divers régimes d'écoulement investigués, la position de la sonde dans le réacteur et la façon de mesurer le transfert d'oxygène, le modèle utilisé pour identifier le $K_L a$, les conditions d'opération, et enfin, un des plus importants facteurs, le type de diffuseur d'air utilisé et la distribution du gaz dans la colonne. La comparaison de $K_L a$ pour différents réacteurs doit donc être faite de façon très prudente en gardant en perspective les différents facteurs impliqués.

3.3.5.6 Effet de l'aération sur le diamètre des bioparticules.

Selon les résultats expérimentaux de $K_L a$ présentés à la figure 30, il semble qu'à forte charge, où la consommation d'oxygène est grande, il serait préférable d'opérer au débit d'air donnant le $K_L a$ le plus élevée possible. Cependant, des contraintes empêchent de telles conditions d'opération. La première est l'emportement des bioparticules par le liquide et les bulles émergeant en surface. Ces bioparticules ont

tendance à s'accumuler sur les parois du réacteur au-dessus du niveau du liquide. Ce problème est plus important en laboratoire où les dimensions du réacteur sont réduites qu'il le serait dans un réacteur industriel.

Le deuxième facteur à considérer est le fait qu'à fort débit de gaz, le débit de liquide recirculant est plus important, de même que le brassage en général dans le réacteur, ce qui a un effet direct sur la taille du biofilm. La figure 33 résume les épaisseurs de biofilm enregistrées lors de l'étude du $K_L a$ pour les différentes vitesses de gaz investiguées.

L'équation simple utilisée pour modéliser la variation de l'épaisseur du biofilm en fonction de la vitesse superficielle du gaz alimenté au réacteur est de la forme :

$$\delta \ \alpha \ J_g^{-1/2} \qquad (59)$$

Il a déjà été remarqué au chapître 3.1 que l'épaisseur du biofilm évoluait dans le même sens que la charge alimentée. Le chapître 3.4 étudie plus en détail ce phénomène. Pour l'instant, mentionnons que l'effet de la charge, qui était constante durant toute l'expérimentation, est inclus dans la constante de proportionnalité. Le modèle représenté à la figure 33 provient de l'équation suivante :

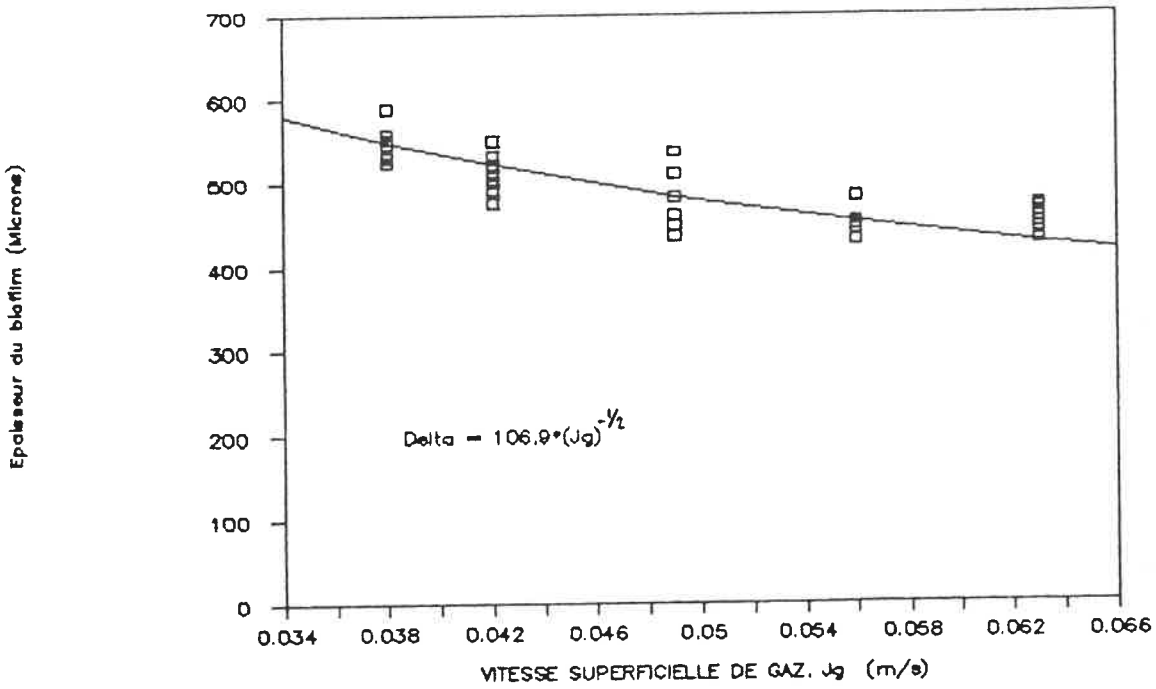

FIGURE 33 ; Effet de l'aération sur le diamètre des bioparticules.

$$\delta = \frac{106.9}{J_g^{1/2}} \qquad (60)$$

Cette équation s'applique au RBFI à cuve rectangulaire étudié et est valable pour des vitesses superficielles de gaz variant entre 0,035 et 0,065 m/s et aux conditions d'opération spécifiées.

L'opération d'un bioréacteur à forte charge nécessite une grande quantité d'air pour permettre la dégradation de la matière organique et donc une augmentation du débit d'air, diminuant ainsi la taille du biofilm. Par contre, la forte charge stimulerait une forte croissance microbienne et aurait tendance à augmenter la taille du biofilm et les deux effets seraient plus ou moins annulés.

Le débit d'air devrait donc être ajusté de façon à maintenir dans le liquide un niveau d'oxygène suffisamment au-dessus d'un niveau critique d'environ 3 mg/l, soit autour de 5 mg/l, ce qui est assez facile à atteindre avec un réacteur de type air-lift. Dans cette étude, le débit d'air retenu pour les conditions d'opération de charge moyenne (de 2.0 à 3.5 Kg DCO/m^3.j) est de 7,50 x 10^{-4} m^3/s (0,042 m/s) ou 1.4 vvm basé sur un volume de 3,15 x 10^{-2} m^3 de réacteur. Le plus faible débit d'air étudié, 6,82 x 10^{-4} m^3/s (0,038 m/s) permettait de maintenir une concentration d'oxygène dissous d'environ 4 mg/l, mais la vitesse du liquide

devenait trop faible pour fluidiser le lit adéquatement.

La concentration d'oxygène dissous minimum devrait être respectée pour éviter les limitations d'oxygène dans le biofilm mais aussi pour empêcher la prolifération de microorganismes filamenteux indésirables réduisant le transfert de masse dans la phase liquide et les qualités de décantation des boues.

3.3.6 Conclusions.

La détermination du coefficient volumétrique de transfert de matière $K_L a$ est basée sur la réponse dynamique de la concentration d'oxygène dissous dans le liquide du réacteur.

Deux modèles ont été utilisés pour déterminer le coefficient volumétrique de transfert de matière : le premier modèle selon l'équation $Ln[(C_{sat} - C_o)/(C_{sat} - C(t))] = K_L a.t$ qui néglige la consommation d'oxygène par les microorganismes et un deuxième modèle selon l'équation $dC(t)/dt = K_L a[C_{sat} - C(t)] - Q_{O2}X$ qui en tient compte.

Un troisième modèle plus évolué tenant compte de la variation de la concentration d'oxygène dans la phase gazeuse n'a pu être utilisé dû à l'impossibilité de déterminer expérimentalement un paramètre critique, la retenue gazeuse ϵ.

Les mesures de concentration d'oxygène dissous effectuées à différentes positions dans le réacteur montrent que la phase liquide peut être considérée parfaitement agitée.

Les valeurs moyennes du coefficient volumétrique de transfert de masse déterminées à l'aide du premier modèle varient entre 0,00469 s^{-1} pour la plus faible vitesse superficielle de gaz de 0,038 m/s et 0,00817 s^{-1} pour la plus forte vitesse superficielle de gaz de 0,063 m/s.

Les valeurs moyennes du coefficient volumétrique de

transfert de masse déterminées à l'aide du deuxième modèle varient entre 0,00392 s^{-1} pour la plus faible vitesse de gaz de 0,038 m/s et 0,00802 s^{-1} pour la plus forte vitesse de gaz de 0,063 m/s.

Les deux modèles utilisés montrent que le $K_L a$ augmente avec la vitesse superficielle de gaz dans la fente de recirculation sur la plage de débits gazeux investiguée.

La détermination du $K_L a$ à l'aide du deuxième modèle a permis d'observer qu'en dessous du seuil de 3 mg/l d'oxygène dissous, l'oxygène serait probablement limitant à la bioréaction.

Un modèle tenant compte de la consommation d'oxygène par les microorganismes doit être utilisé pour déterminer le coefficient $K_L a$.

Les valeurs de $K_L a$ déterminées par les modèles doivent être pondérées par le rapport du volume total de liquide sur le volume diphasique dans la fente de recirculation pour être comparées à des réacteurs de ratio différent.

La corrélation établie entre le coefficient $K_L a$ et la vitesse superficielle de gaz à partir des résultats du deuxième modèle est : $K_L a_{in} = 0,529*J_g + 0,00154$.

Les taux de consommation d'oxygène par les microorganismes fixés et libres ont été déterminés expérimentalement soient 12,0 x 10^{-3} mg/l.s et 1,86 x 10^{-3} mg/l.s respectivement.

Le taux spécifique de consommation d'oxygène par les microorganismes libres est environ huit fois supérieur au taux spécifique de consommation par les microorganismes

fixés.

L'augmentation de la vitesse superficielle de gaz a tendance à diminuer l'épaisseur du biofilm sur les bioparticules selon l'équation $\delta = 106,9/J_g^{1/2}$ dans la plage de débits gazeux étudiée, soit entre $6,82 \times 10^{-4}$ m^3/s et $11,3 \times 10^{-4}$ m^3/s.

3.4 PERFORMANCES DU RBFI A CUVE RECTANGULAIRE A HAUTE CHARGE ORGANIQUE.

Depuis les tous débuts de son développement, le réacteur de type airlift a démontré de grandes capacités et de hautes performances, tant du point de vue réaction chimique que biologique. La section 3.1 portant sur l'étude de la faisabilité du procédé de biotraitement dans un RBFI à cuve rectangulaire et sur la stabilité de l'opération à long terme a déjà montré que ce réacteur pouvait être opéré à des niveaux de charges supérieurs au traditionnel réacteur à biomasse en suspension, dans les limites du réacteur anaérobie.

Cette section porte exclusivement sur l'étude de l'effet de l'augmentation de la charge organique sur les performances du RBFI à cuve rectangulaire en biotraitement. L'effet de l'augmentation de la charge a été particulièrement étudié par rapport à la stabilité du réacteur et à la croissance du biofilm.

3.4.1 METHODE EXPERIMENTALE.

L'augmentation de la charge organique a été effectuée de deux façons : premièrement, par l'augmentation de la concentration de substrat alimenté, à débit liquide constant et, deuxièmement, par l'augmentation du débit liquide alimenté à concentration de substrat constante. L'augmentation de la charge par la concentration de substrat a été effectuée en maintenant le débit liquide constant entre 100 et 120 l/j et en augmentant la concentration de 700 à 2300 mg DCO/l. L'augmentation de la charge par le débit a été effectuée en maintenant la concentration d'alimentation entre 750 et 850 mg DCO/l et en variant le débit liquide de 80 à 250 l/j. La stabilisation du réacteur, mesurée par trois mesures quotidiennes successives semblables, était attendue avant de modifier les conditions d'opération.

Les paramètres suivis durant l'étude ont été les concentrations de substrat alimenté et résiduel, S_o et S, le débit liquide, F, le pH de la solution alimentée et de l'effluent, pH_F et pH_R, les solides volatils en suspension, SVS, l'épaisseur de biofilm sur les billes-support échantillonnées au haut et au bas du lit expansé, δ_{HAUT} et δ_{BAS}, ainsi que le profil de la concentration d'oxygène dissous à travers le lit expansé de bioparticules.

Les méthodes d'analyse utilisées sont décrites à la section 2.2.

Le substrat utilisé a été un effluent de fromagerie reconstitué artificiellement avec du lactosérum en poudre identique à celui de la section 3.1. Le sulfate d'ammonium $(NH_4)_2SO_4$, le bicarbonate d'ammonium, NH_4HCO_3, ainsi que le phosphate de potassium dibasique, K_2HPO_4, ont été ajoutés à la préparation afin de compléter le substrat principal et fournir aux microorganismes l'azote, le souffre, le phosphore, et l'alcalinité nécessaires à une bioréaction efficace. Les conditions d'opération sont présentées au tableau 16.

La culture mixte de microorganismes est la même que lors des études précédentes. Le système d'élimination de la biomasse libre décantée au fond du réacteur décrit à la section 3.1 ainsi que le décanteur externe ont été utilisés lors de cette étude.

La charge organique, utilisée dans cette section comme paramètre principal, est le produit de la concentration de substrat alimenté, mesurée sous forme de DCO, par le débit liquide alimenté, et divisé par le volume du réacteur. Ce dernier est le volume du réacteur occupé par le lit expansé de bioparticules, incluant la zone interne diphasique, où est concentrée la majeure partie de la biomasse effectuant la dégradation du substrat, soit $3,15 \times 10^{-2}$ m^3.

Configuration	Fente
Substrat	Lactosérum
S_o (mg DCO/l)	705 @ 2330
F (l/j)	83 @ 252
G (m^3/s)	$7,53 \times 10^{-4}$
V_{LIT} (m^3)	$3,15 \times 10^{-2}$
H_{niv} (m)	0
N	1 535 000
d_p (m)	$1,30 \times 10^{-3}$
ρ_p (kg/m^3)	110
ρ_{BF} (kg/m^3)	$3,30 \times 10^{-2}$
Diffuseurs d'air	à 8 orifices en périphérie

Tableau 16 : Conditions d'opération utilisées lors de l'étude des performances du RBFI à cuve rectangulaire à haute charge organique.

Ainsi,

Charge organique = $(S_o \times F)/31\ 500$ Kg DCO/m^3.j (61)

3.4.2 RESULTATS ET DISCUSSION.

3.4.2.1 Augmentation de la concentration de substrat à débit liquide constant.

Les paramètres mesurés au cours de cette étude sont présentés au tableau 17.

La concentration de substrat augmentée à débit constant (100-120 l/j) varie entre 705 et 2330 mg DCO/l. L'augmentation est faite graduellement et par plateaux. Par exemple, une série de cinq ou six analyses quotidiennes est effectuée pour une concentration d'alimentation entre 700 et 750 mg DCO/l, entre 750 et 800, 800 et 850, etc. Cette marge de concentration d'environ 50 mg DCO/l est due à la difficulté de préparer de larges quantités de substrat (900 l) à une concentration précise. Par la suite, la concentration d'alimentation est augmentée à un rythme plus élevé de façon à atteindre la valeur de charge désirée, soit près de 10 Kg DCO/m^3.j.

So mg/l	S mg/l	F l/j	Charge Kg DCO/ m3.j	Conv %	pH Effl.	pH Alim.	SVS mg/l	Biofilm microns Haut	Biofilm microns Bas
705	42	121	2.61	94			204		471
715	70	108	2.45	90			224	432	432
726	90	109	2.51	88			208		
737	91	99	2.32	88			236	193	303
737	68	105	2.47	91			224	169	201
751	92	107	2.54	88	6.9	7.2	220	173	297
768	52	110	2.69	93	7.1	7.7	221	508	
776	98	109	2.67	87	6.5	7.5			
777	107	102	2.51	86	6.9	7.3	172	292	394
777	79	116	2.85	90	6.9	7.3	184	223	387
784	59	109	2.71	92			128	480	470
788	81	107	2.67	90			362		
788	49	113	2.82	94	7.3	7.6	164	425	
789	70	118	2.96	91	6.9	7.5	296	223	372
811	51	108	2.78	94					
832	46	105	2.77	94			264	435	477
838	51	113	3	94			208		430
838	70	121	3.22	92			216		
842	85	110	2.94	90	6.6		304	217	124
847	129	119	3.19	85	6.8	7.3	168	441	519
882	91	118	3.29	90			300	511	
936	129	116	3.46	86			220	322	461
973		110	3.4				220	321	
1007	98	121	3.87	90			116	282	276
1016	129	112	3.6	87			300	368	453
1040	42	108	3.56	96			268	396	504
1088	97	108	3.73	91			172	433	376
1200	110	118	4.51	91	6.8	7.4	200	400	630
1350		112	4.8			7.2	276	440	370
1440	101	105	4.8	93	7	7.5	170	530	570
1575	79	112	5.6	95	6.5	7.4	152	590	620
1633	212	108	5.62	87	6.9	7.6	246	450	550
1802	126	118	6.75	93	6.5	7.1	213	620	690
1884	264	107	6.41	86	7	7.5	371	710	685
2063	330	113	7.4	84	6.7	7.4	205	700	650
2079	208	100	6.63	90	6.9	7.5	298	520	660
2248	603	115	8.23	73	5.8	7.7	364	600	624
2279	292	112	8.08	87	6.6	7.7	524	517	729
2330	427	122	9.05	82	7.1	8	324	804	748

TABLEAU 17 : Résultats des analyses pour l'expérience d'augmentation de charge par la concentration alimentée.

3.4.2.1.1 Stabilité du réacteur.

La charge organique subit par le réacteur varie de 2,3 jusqu'à la charge maximale atteinte de 9,05 Kg DCO/m^3.j à 2330 mg DCO/l. Pour des charges moyennes (de 2 à 4 Kg DCO/m^3.j), et tel que montré à la figure 34, le réacteur s'est très bien comporté maintenant un pourcentage de conversion du substrat de 90%. La figure 35 montre le pourcentage de conversion du substrat alimenté sur toute la gamme de charges étudiée à débit constant. On remarque qu'à partir de 7 Kg DCO/m^3.j, la conversion diminue de façon marquée. Il est possible d'estimer qu'à 10 Kg DCO/m^3.j, la conversion serait d'environ 65%, ce qui serait environ la limite supérieure d'opération efficace du RBFI à cuve rectangulaire développé.

La stabilité du réacteur a de même été démontrée par la mesure du pH de l'effluent, figure 36. Le pH de l'alimentation était maintenu entre 7,2 et 7,7. Le bicarbonate d'ammonium ajouté au lactosérum est nécessaire pour maintenir le pH du réacteur à un niveau supérieur au pH favorisant la croissance des microorganismes filamenteux, soit en moyenne 6,8. L'arrêt de l'alimentation de bicarbonate d'ammonium expérimenté à la section 3.1 avait provoqué une chute considérable du pH du réacteur, et la prolifération massive de filamenteuses. La figure 36 n'indique pas de chute ou d'augmentation du pH avec la charge.

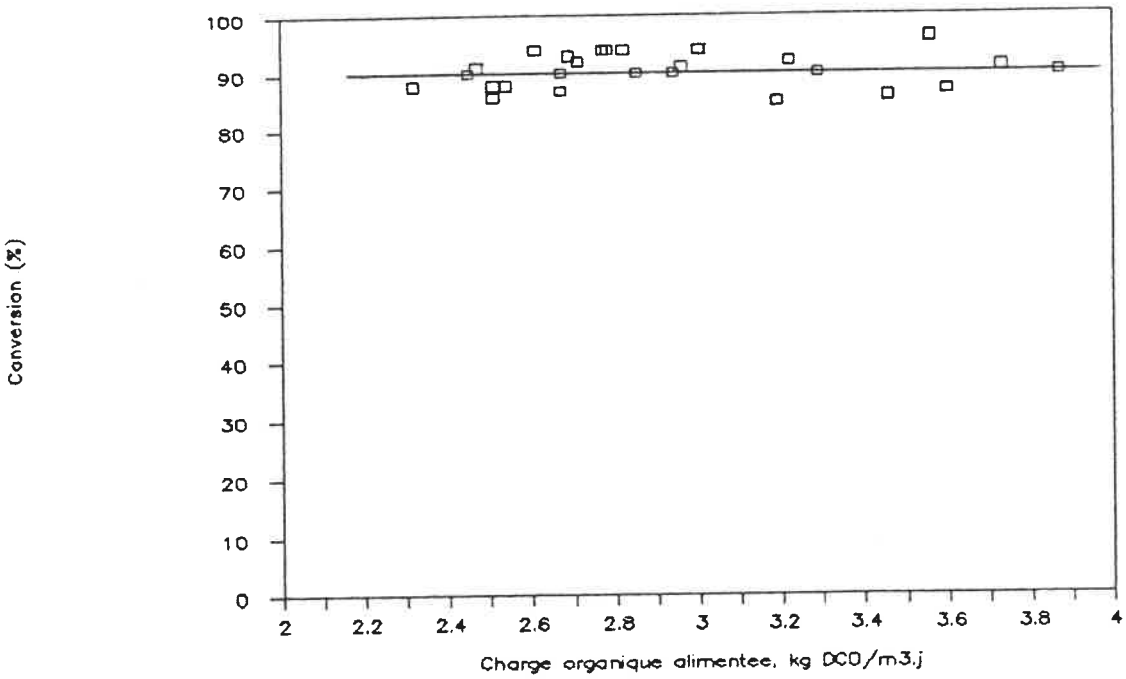

FIGURE 34 : Conversion du substrat par les microorganismes à charge moyenne (débit constant).

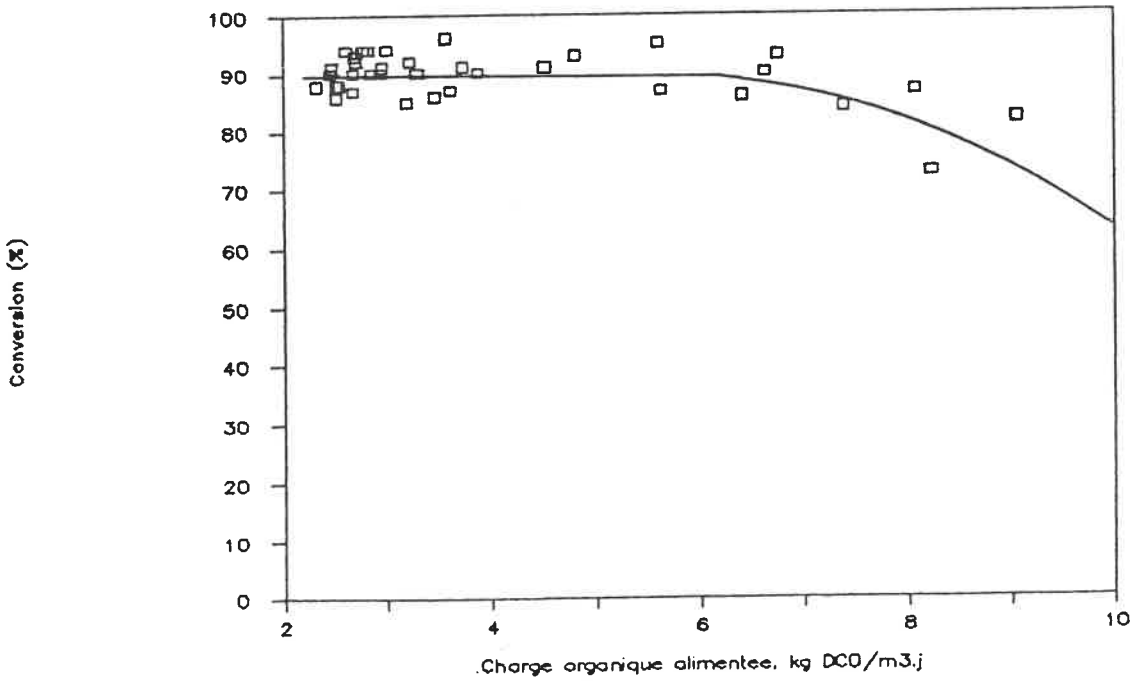

FIGURE 35 : Conversion du substrat par les microorganismes à moyenne et haute charge (débit constant).

La concentration de substrat résiduel a été mesurée, tout comme la concentration d'alimentation, par la demande chimique en oxygène nécessaire à son oxydation. Cette mesure n'est évidemment pas aussi rigoureuse que l'analyse du lactose du lactosérum par exemple ou de tout autre élément identifiable du substrat, puisqu'elle peut être faussée par des composants ne faisant pas partie du substrat alimenté. Ces composants peuvent être des produits de la biodégradation du lactosérum par les microorganismes, tels des polysaccharides. Cependant, cette mesure est rapide et simple et elle donne un très bon estimé de la quantité de substrat non-consommé présent dans le réacteur et son effluent. La figure 37 montre ainsi qu'à charge moyenne la concentration de substrat résiduel s'est maintenue inférieure à 130 mg DCO/l, pour une conversion de 90%, ce qui est un excellent rendement. La figure suivante montre qu'à partir de 5,5 Kg DCO/m^3.j, cette concentration augmente rapidement jusqu'à atteindre 600 mg DCO/l à forte charge.

Même si dans ce réacteur la majeure partie de la biomasse est immobilisée sur des supports, les solides volatils en suspension, représentant la quantité de microorganismes libres en suspension, ont tout de même été mesurés, de façon à voir l'influence de la charge. La figure 39 montre qu'à charge moyenne, les SVS sont généralement inférieurs à 300 mg/l alors qu'une augmentation visible se remarque autour de 5,5 Kg DCO/m^3.j, sur la figure suivante, soit au même niveau auquel la concentration résiduelle de

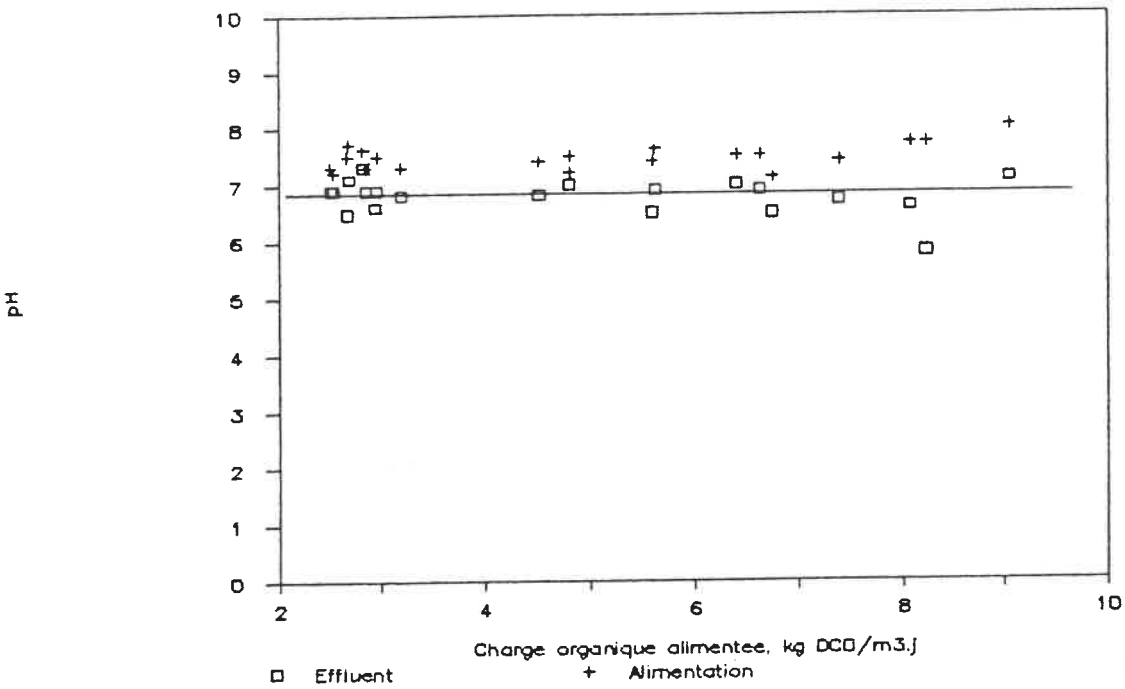

FIGURE 36 : Effet de la charge organique alimentée à débit constant sur pH de l'effluent.

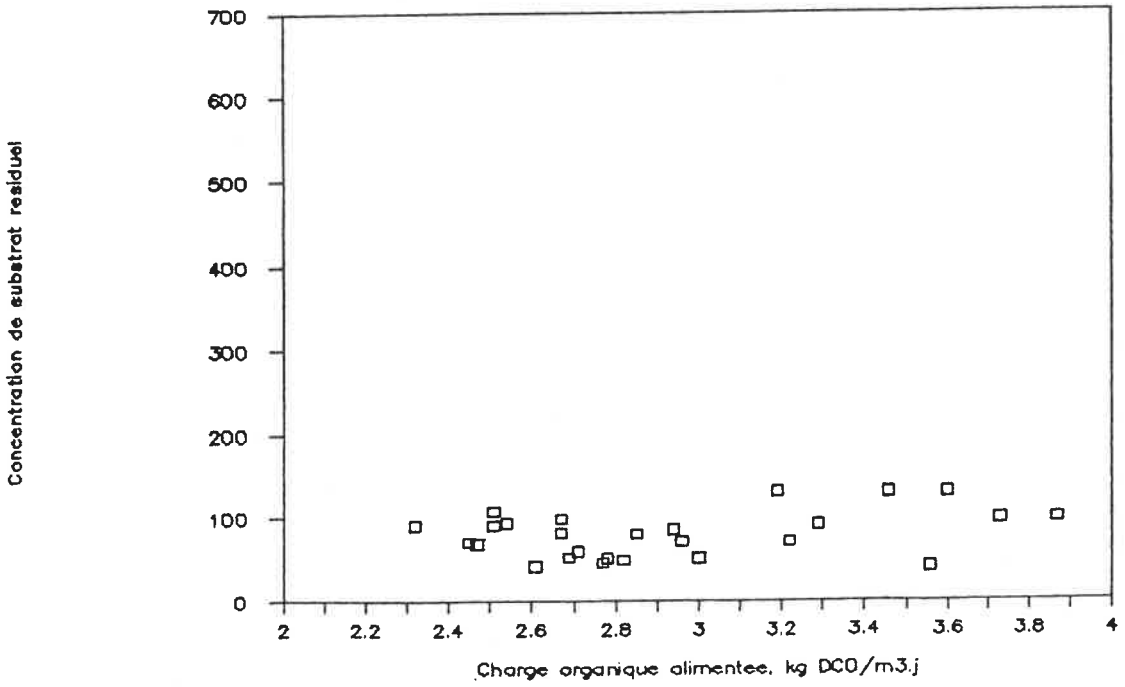

FIGURE 37 : Concentration de substrat résiduel du réacteur à charge moyenne (débit constant).

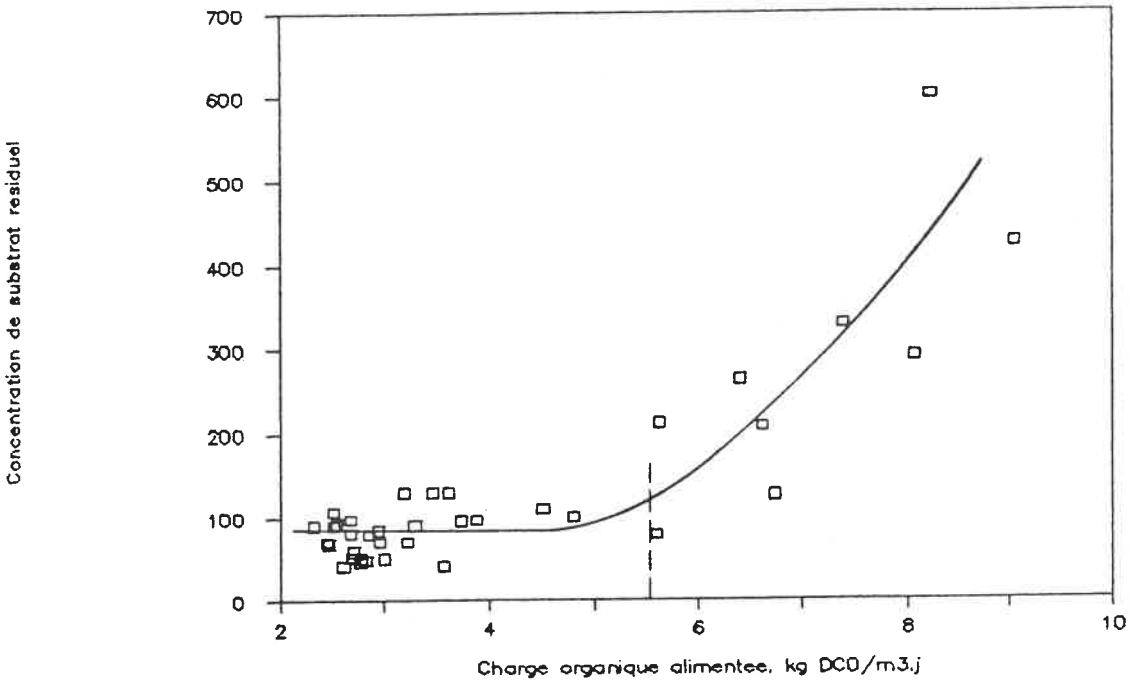

FIGURE 38 : Concentration de substrat résiduel du réacteur à moyenne et haute charges (débit constant).

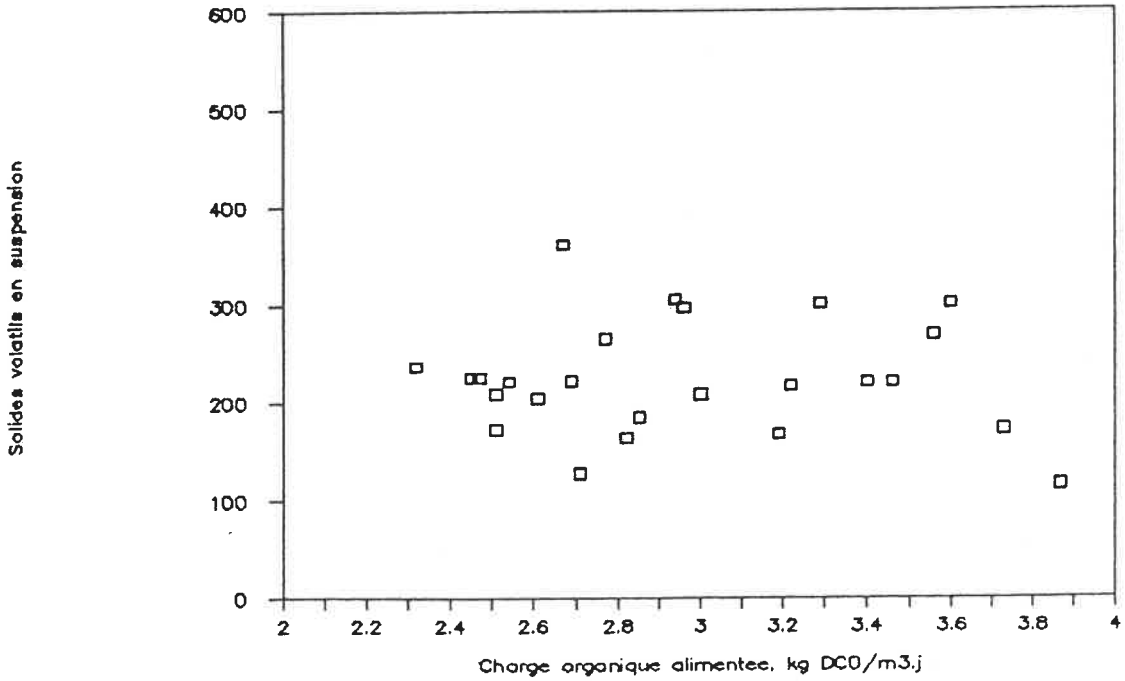

FIGURE 39 : Concentration de microorganismes libres en suspension du réacteur à charge moyenne (débit constant).

substrat s'est mise à augmenter. Cette augmentation des SVS créer sûrement une augmentation de la viscosité du liquide diminuant ainsi les taux d'échange avec les microorganismes et affectant la quantité de substrat biodégradée.

Comme mentionné antérieurement, l'ajout d'une pompe soutirant les boues décantées au fond du réacteur et d'un décanteur lamellaire (c.f. section 3.1) ont donné de bons résultats à faible et moyenne charge. Toutefois, à haute charge la quantité de boues était très importante. Ces boues s'accumulaient massivement au fond du réacteur diminuant de beaucoup la concentration d'oxygène dissous de cette zone et favorisant la prolifération de microorganismes filamenteux bien que le pH du réacteur n'est pas descendu de façon marquée. Cette biomasse était très stable et peu décantable, engorgeant la sortie du réacteur par trop-plein. A ce moment l'utilisation du décanteur lamellaire externe était inutile. La sortie du réacteur a été déplacée. Un tuyau de 0,025 m de diamètre a été raccordée à la sortie du bas du réservoir habituellement fermée, de façon à augmenter la vitesse du liquide quittant le réacteur emportant une partie de la biomasse en suspension. Cette biomasse était évidemment perdue à l'égoût.

L'observation microscopique a d'ailleurs confirmé la présence en grand nombre de filamenteuses.

La zone de 0,22 m en-dessous du niveau inférieur de la fente permet ainsi la décantation des microorganismes en suspension qui ont tendance a diminuer le transfert de masse par augmentation de la viscosité. A haute charge le problème majeur demeure l'élimination de cette biomasse libre peu décantable qui diminue sûrement les performances du réacteur, tel que le montre l'augmentation de la concentration résiduelle à l'effluent de la figure 38 au même niveau de charge qu'augmentent les SVS.

Le profil de la concentration d'oxygène dissous en fonction de la hauteur dans le lit expansé de bioparticules a été déterminé selon trois niveaux de charge et est discuté à la section 3.4.2.2.1 et comparé au profil par augmentation du débit liquide.

3.4.2.1.2 Effet de l'augmentation de la charge par la concentration sur la croissance du biofilm.

Il a déjà été remarqué à la section 3.1.4.4a) que la concentration d'alimentation en substrat, i.e. la charge organique, a un effet direct sur l'épaisseur du biofilm ou sur la masse de biomasse par bioparticule. En effet, une augmentation de la charge alimentée amenait une augmentation de l'épaisseur du biofilm.

Cette section 3.4 porte plus spécifiquement sur ce sujet. La figure 41 illustre d'ailleurs l'évolution de

l'épaisseur du biofilm en fonction de l'augmentation de la charge organique par la concentration de substrat à débit liquide constant. L'épaisseur de biofilm est mesurée comme précédemment sur des billes échantillonnées au haut du lit expansé (HAUT) ainsi qu'au bas (BAS). On remarque qu'il existe une relation entre les deux paramètres. Comme la charge est proportionnelle au produit du débit liquide par la concentration de substrat alimenté, on peut écrire :

$$\delta \quad \alpha \quad F^{y} * S_{o}^{z} \qquad (62)$$

Il est ainsi possible de modéliser l'effet de la charge sur l'épaisseur du biofilm ou plutôt du débit liquide et de la concentration de substrat alimenté sur la quantité de biomasse immobilisée dans le RBFI. La section suivante complète cette analyse avec l'augmentation de la charge par le débit liquide à concentration constante.

3.4.2.2 Augmentation du débit liquide à concentration de substrat alimenté constante.

Les paramètres suivis au cours de cette étude sont présentés au tableau 18.

La charge organique alimentée au réacteur varie de 2,2 Kg DCO/m^3.j jusqu'à la charge maximale de 6,1 Kg DCO/m^3.j. Cette charge maximale est plus faible que lors de l'augmentation de la charge par la concentration due aux

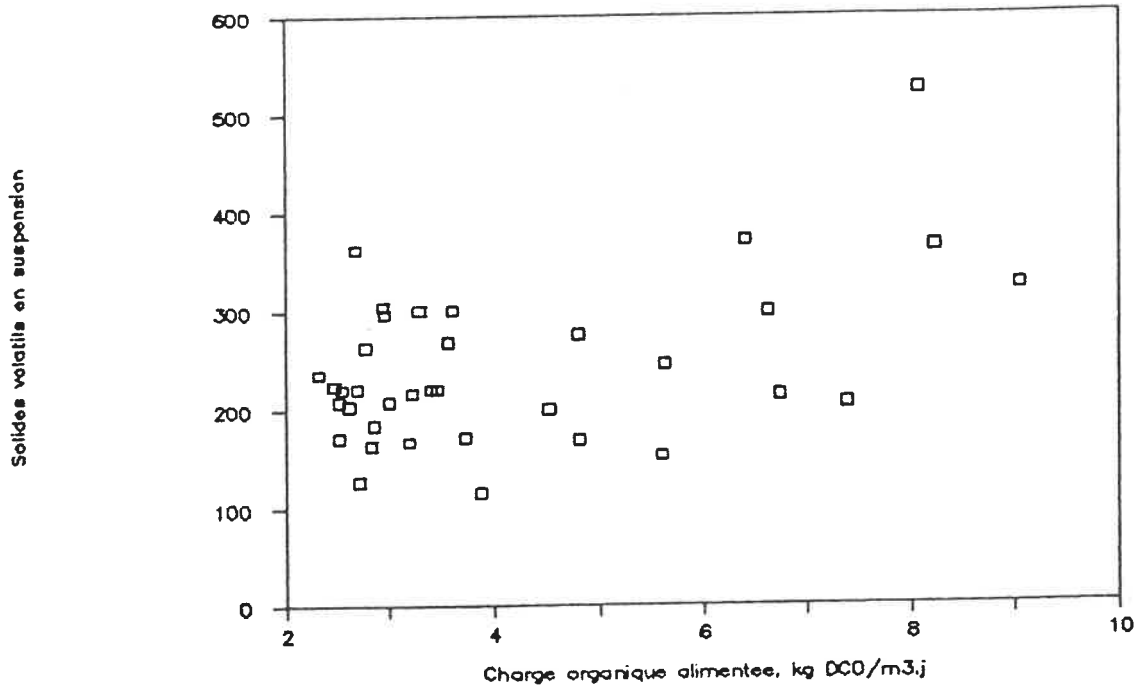

FIGURE 40 : Concentration de microorganismes en suspension du réacteur à moyenne et haute charges (débit constant).

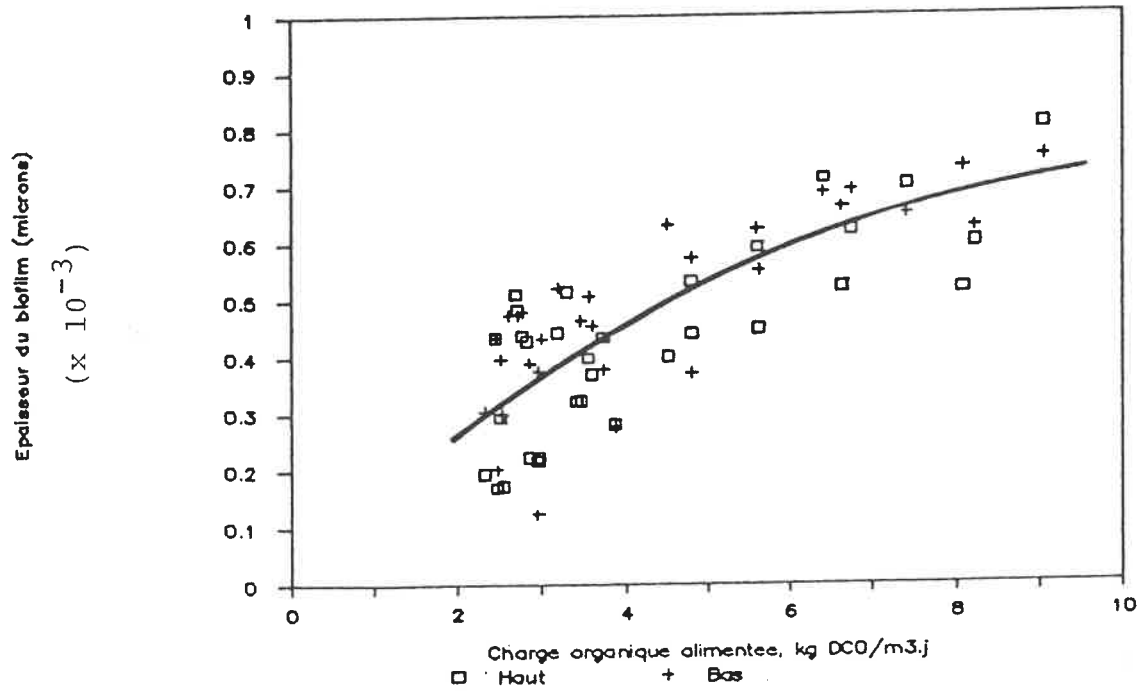

FIGURE 41 : Effet de l'augmentation de la charge par la concentration sur l'épaisseur du biofilm des bioparticules.

So mg/l	S mg/l	F l/j	Charge Kg DCO/ m3.j	Conv %	pH Alim.	pH Effl.	SVS mg/l	Biofilm microns Haut	Biofilm microns Bas
824	110	83	2.17	87			208	453	550
839	75	88	2.34	91	7.8	6.9	346		
786	105	90	2.25	87			196		522
843	98	95	2.54	88				337	467
807	76	100	2.56	91			248		
846	51	100	2.69	94			292		
777	107	102	2.51	86	7.3	6.9	172	292	394
832	46	105	2.77	94			264	435	477
751	92	106	2.54	88	7.2	6.9	220	173	297
788	81	107	2.67	90			362	539	546
776	98	109	2.67	87	7.5	6.5		574	552
784	59	109	2.71	92			128	480	470
768	52	110	2.69	93	7.7	7.1	221	508	596
842	85	110	2.94	90		6.6	304	217	124
788	49	113	2.82	94	7.6	7.3	164	425	588
838	51	113	3	94			208		430
777	79	116	2.85	90	7.3	6.9	184	223	387
789	70	118	2.96	91	7.5	6.9	296	223	372
847	129	119	3.19	85	7.3	6.8	168	441	519
838	70	121	3.22	92			216	602	593
795	91	127	3.2	88			180	744	646
828	53	129	3.38	94			264	433	601
812	61	132	3.4	92			232	353	351
779	59	141	3.47	92	7.5	6.7	248	673	630
793	66	150	3.76	92	7.7	6.8	136	645	636
752	90	158	3.76	88	7.4	7.1	305	600	750
778	86	158	3.9	89	7	6.6	198	505	560
836	74	159	4.21	91	7.4	7	260	635	607
807	40	164	4.21	95	7.5	6.4	226	695	780
813	106	174	4.5	87	7.9	6.9	196	450	605
834		179	4.75				307	770	
792	71	189	4.75	91	7.5	6.9	359	680	740
791	79	211	5.31	90	7.8	6.6	264	590	605
845	93	227	6.1	89	7.2	6.8	290	860	900
761	48	234	5.65	94			192	896	868
768	105	239	5.83	87	7.7	7	224	747	794
678	59	247	5.31	91			216	826	912
762	180	252	6.1	79			188	702	603

TABLEAU 18 : Résultats des analyses pour l'expérience d'augmentation de charge par le débit liquide.

difficultés de préparer de si larges quantités de substrat quotidiennement, soit jusqu'à 250 litres.

Le débit augmenté à concentration de substrat constante (750-850 mg DCO/l) varie entre 83 et 252 l/j.

3.4.2.2.1 Stabilité du réacteur.

Sur la gamme de charges organiques alimentées, la conversion du substrat par les microorganismes n'a pas chuté, se maintenant autour de 90%, tel que montré à la figure 42. A ce niveau, le système répond comme pour l'augmentation de concentration où la conversion s'est maintenue à 90% jusqu'à 7 Kg DCO/m^3.j.

La stabilité du réacteur est également démontrée par le pH de l'effluent, figure 43, qui s'est maintenu en moyenne à 6,8, comme à la section 3.4.2.1.1. Le pH de l'alimentation varie entre 7,2 et 7,7 et du bicarbonate d'ammonium est également ajouté au lactosérum comme source d'alcalinité.

La concentration de substrat résiduel s'est maintenue à 80 mg DCO/l en moyenne, tout comme pour l'étude précédente, sauf une valeur de 180 à forte charge, tel que montré à la figure 44.

La figure suivante représente l'évolution des solides volatils en suspension dont le niveau à charge égale se

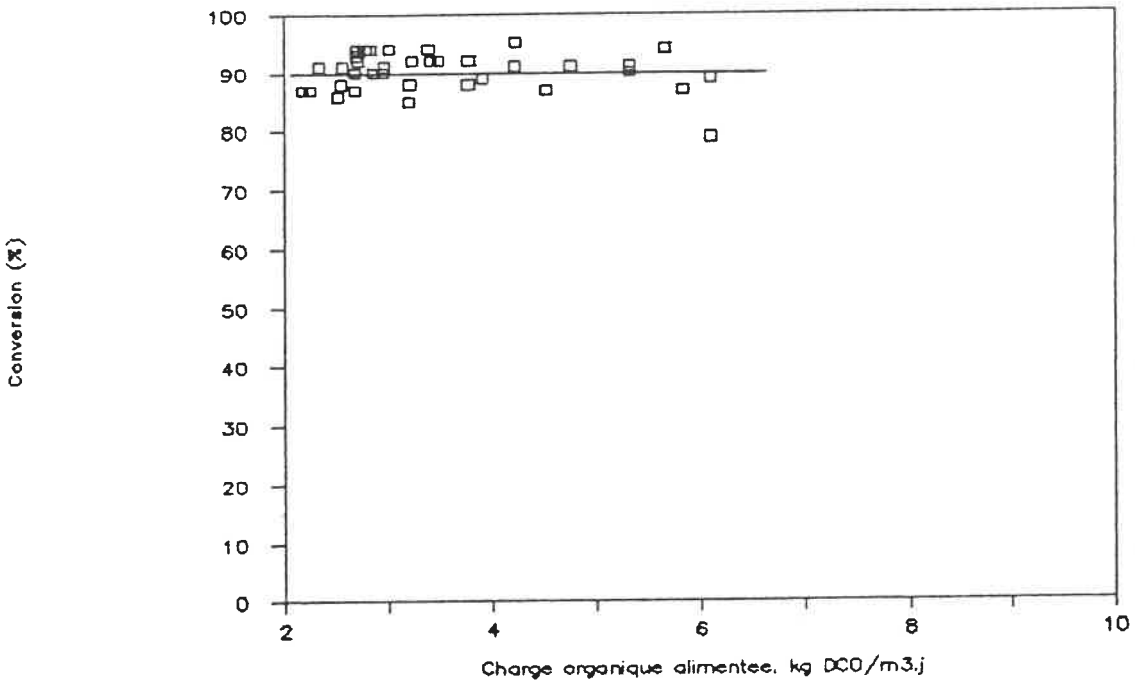

FIGURE 42 : Conversion du substrat par les microorganismes pour l'augmentation de la charge organique par le débit.

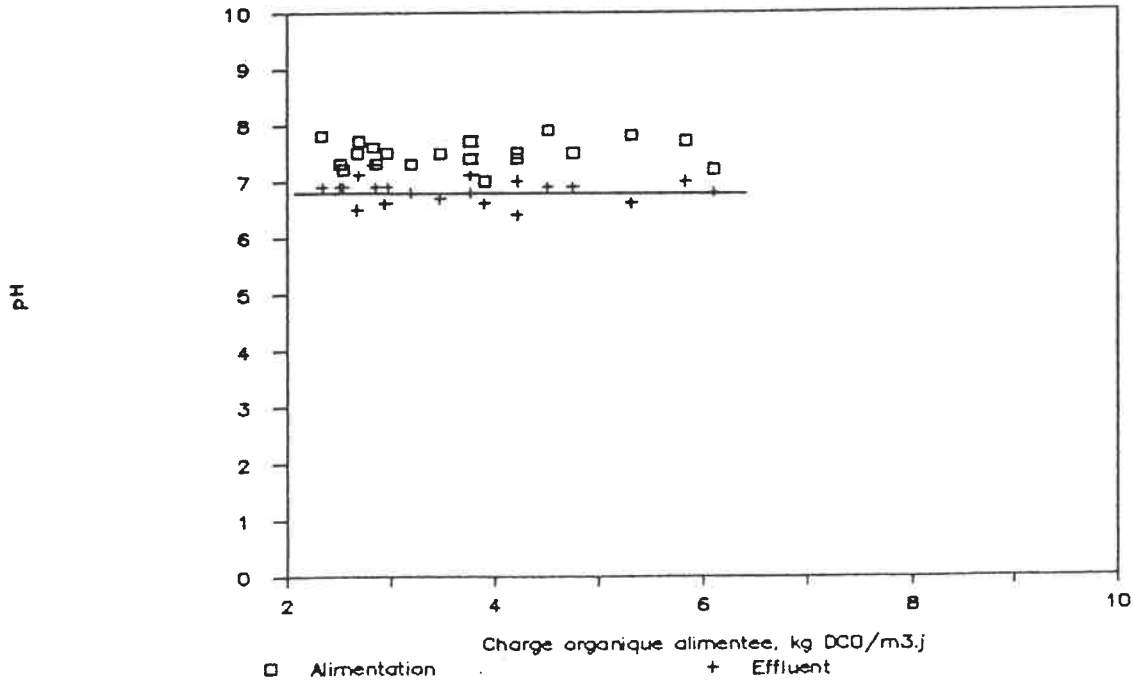

FIGURE 43 : Effet de la charge organique alimentée à concentration constante sur le pH de l'effluent.

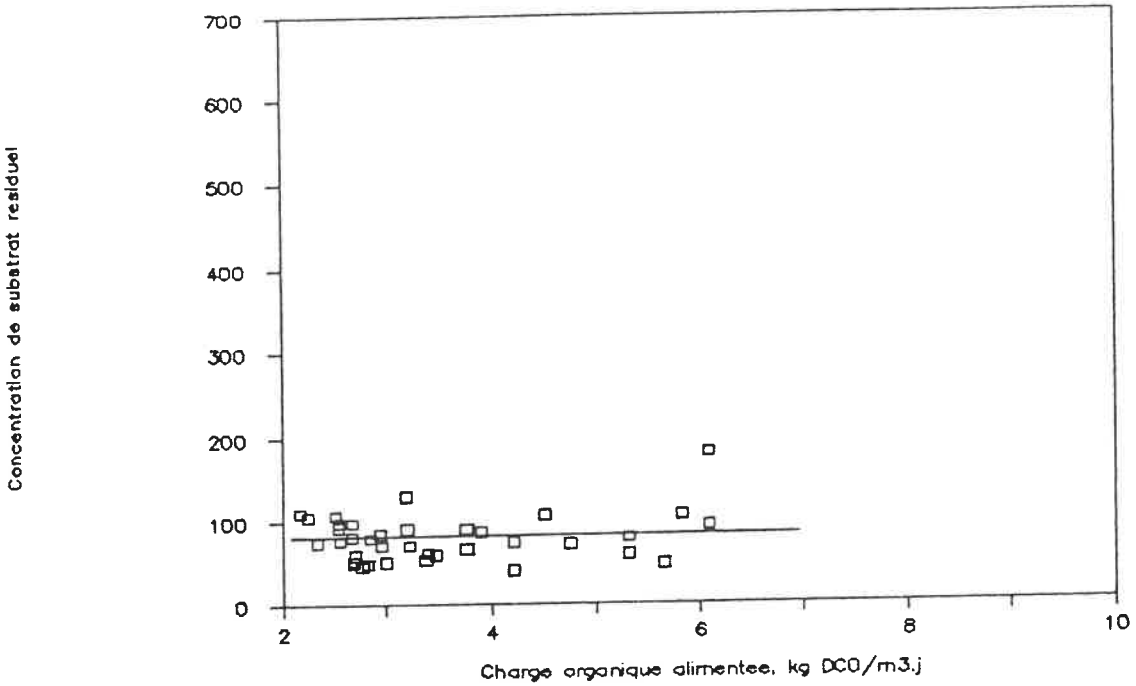

FIGURE 44 : Concentration de substrat résiduel du réacteur pour l'augmentation de la charge par le débit.

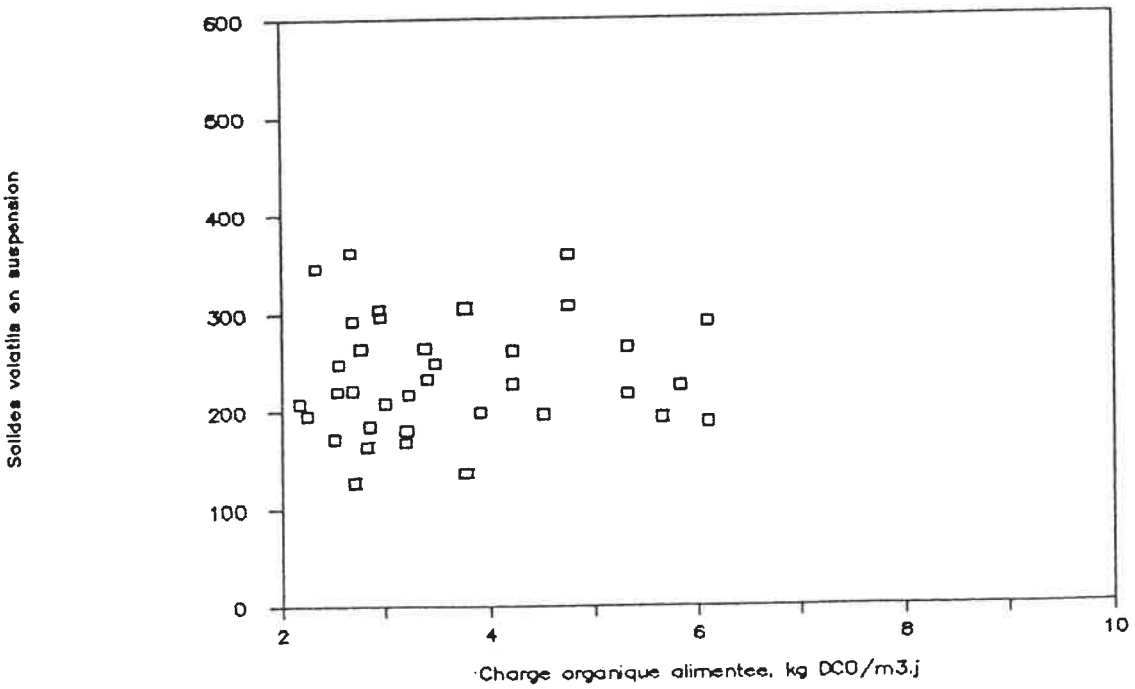

FIGURE 45 : Concentration de microorganismes libres en suspension pour l'augmentation de la charge organique par le débit.

compare à l'étude d'augmentation de la concentration de substrat.

En somme, la réponse du système face à l'augmentation de la charge par le débit est pratiquement la même que pour l'augmentation de la charge par la concentration de substrat, du moins pour le niveau de charge comparable soit plus petit ou égal à 6 Kg DCO/m^3.j.

Un des paramètres très importants d'un bioréacteur aérobie est la concentration d'oxygène dissous disponible aux microorganismes. La figure 46 montre trois profils de concentration d'oxygène dissous en fonction de la position dans le lit expansé de bioparticules, pour chacun des deux cas d'augmentation de charge (inscrite au bout de chaque profil). Ces profils sont relativement plats, ce qui permet de supposer que la phase liquide est parfaitement mélangée par rapport à la concentration d'oxygène dissous. Il est intéressant de remarquer que même si les taux de conversion, les concentrations de substrat résiduel, les SVS et les pH ne varient pas pour chacun des niveaux de charge dont le profil d'oxygène est dressé, la concentration d'oxygène dissous diminue tout de même avec l'augmentation de la charge. La viscosité du liquide du réacteur n'a pas été mesurée lors de ces expériences dû à la difficulté de déterminer ce paramètre pour un liquide contenant des particules inertes supportant les microorganismes. Toutefois, on peut supposer que l'augmentation de la charge

au réacteur cré une augmentation de la viscosité du liquide, par l'augmentation des polysaccharides présents, diminuant ainsi les taux de transfert et la concentration d'oxygène dissous. De plus, une grande quantité de substrat nécessite également plus d'oxygène pour être bioconsommée.

Le fait que la concentration d'oxygène soit plus faible lors de l'augmentation de charge par la concentration que par le débit est possiblement dû à une plus grande viscosité du liquide à débit constant. De même, lors de l'augmentation de charge par le débit, la température du réacteur était significativement abaissée (figure 47) pour que la différence favorise la dissolution de l'oxygène.

Les performances du RBFI à cuve rectangulaire en biotraitement de lactosérum à forte charge sont d'autant plus importantes puisque la température du réacteur n'était pas contrôllée. Lors de l'étude de l'augmentation de charge par la concentration, la température moyenne était de 15°C alors qu'avec l'augmentation du débit alimenté à 4°C, la température a chuté jusqu'à 11,5 °C, tel que représenté à la figure 47, ce qui n'est vraiment pas dans la plage optimum des microorganismes mésophiles, soit de 25 à 30°C.

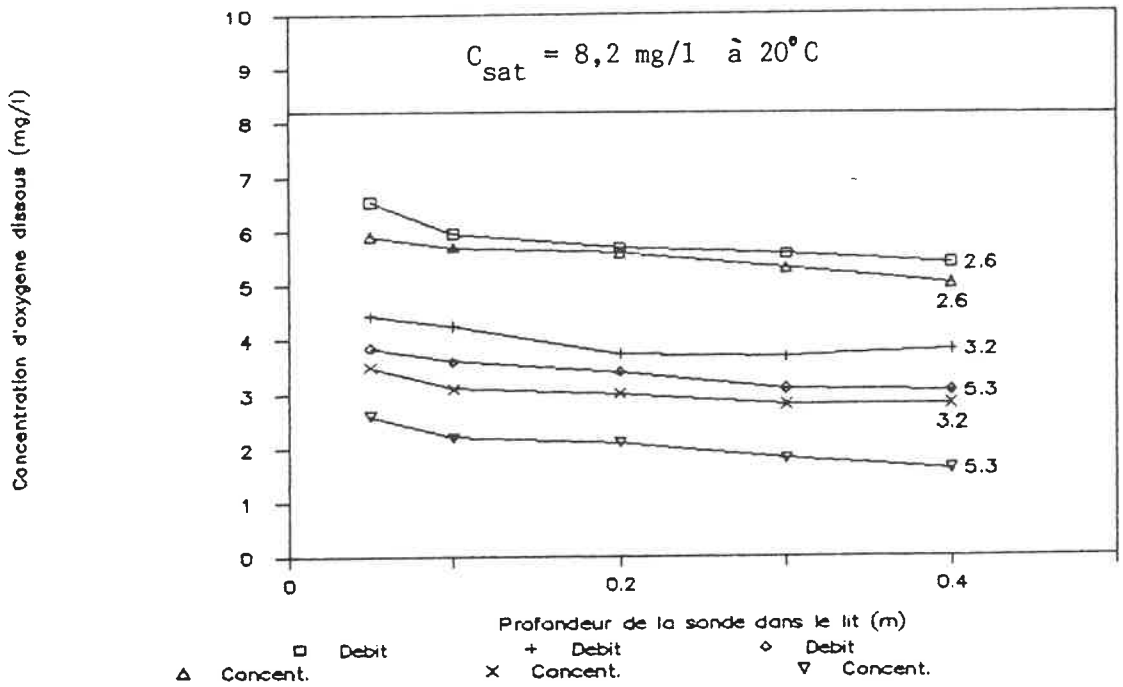

FIGURE 46 : Profils de la concentration d'oxygène dissous au travers le lit expansé pour les deux cas d'augmentation de charge.

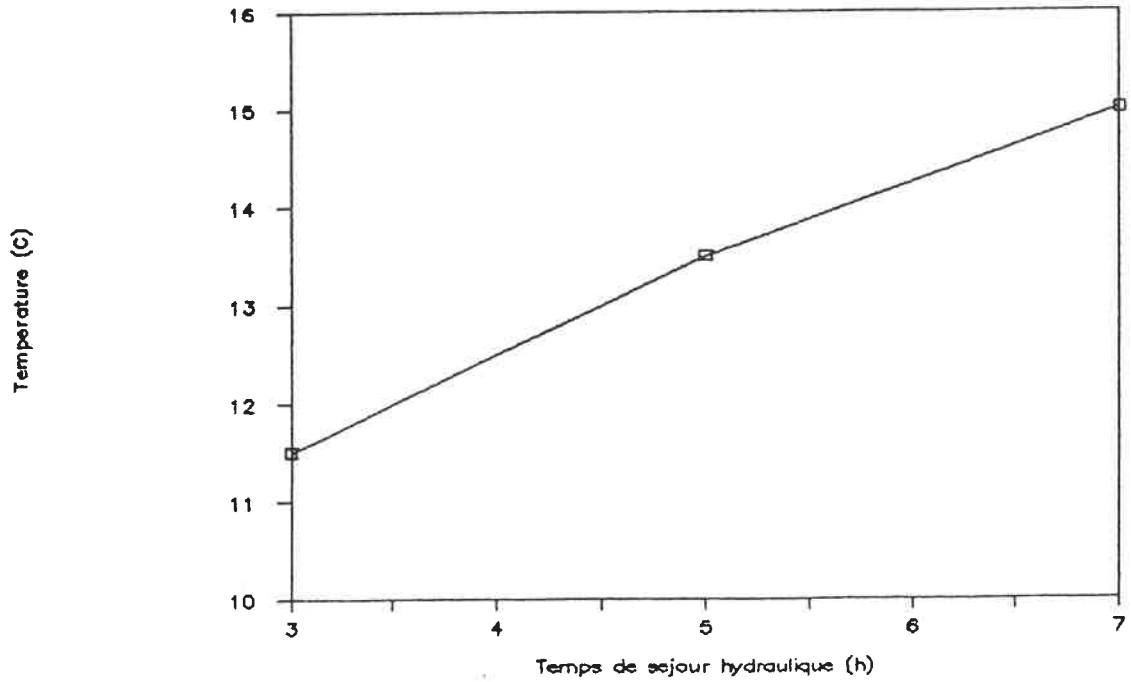

FIGURE 47 : Effet de la diminution du temps de séjour hydraulique sur la température du réacteur.

3.4.2.2.2 Effet de l'augmentation de la charge par le débit liquide sur la croissance du biofilm.

Comme pour l'augmentation de la charge organique par la concentration de substrat, la figure 48 montre que l'augmentation du débit liquide a également un effet positif sur l'épaisseur du biofilm. Cependant, si l'on compare les figures 41 et 48, on note que l'augmentation de charge par le débit a un effet plus important sur la croissance du biofilm que l'augmentation de charge par la concentration, pour des performances semblables du réacteur.

Un des trois facteurs suivants, ou une combinaison de ceux-ci pourrait expliquer cette situation:

1) A fort débit de liquide, un courrant horizontal viendrait diminuer l'effet négatif de friction du liquide sur le biofilm des billes du lit expansé, permettant un plus grand développement de ce biofilm.

2) Lors de l'augmentation de charge par la concentration, une augmentation significative de la viscosité du système aurait tendance à diminuer la retenue gazeuse et à former des bulles plus grosses, augmentant l'effet d'arrachement du biofilm décrit à la section 3.1.4.4.

3) Une augmentation du rapport stoechiométrique $Y_{B/S}$ due à l'élimination rapide à fort débit de certains

sous-produits de bioconsommation ou certains produits de la biomasse anaérobie des couches inférieures du biofilm, qui seraient toxiques aux microorganismes.

L'augmentation de charge par le débit liquide montre ainsi des épaisseurs de biofilm de l'ordre de 25 % supérieures au cas de l'augmentation par la concentration. Cependant, les performances du réacteur étant sensiblement les mêmes pour les deux séries d'expériences, on peut supposer que la quantité de biomasse active est la même dans les deux cas et qu'une partie seulement du biofilm (couches supérieures) participerait à la dégradation du substrat, les couches intermédiaires étant affectées par des contraintes de limitation de substrats. Dans l'équation 62, la valeur du paramètre y devrait ainsi être plus grande que celle de z.

Il est certain que pour décrire rigoureusement l'influence de la charge organique sur la croissance des microorganismes, la concentration de substrat du réacteur formant l'entourage vue par la biomasse devrait être utilisée à la place de la concentration alimentée S_0. De même, certains paramètres importants tels la viscosité du système, le taux de recirculation du liquide dans le réacteur et la retenue gazeuse devraient être incorporés dans une modélisation mathématique complète. Toutefois ces paramètres n'ont pas été suivis lors de l'étude dû principalement à des complications techniques.

De plus et surtout, lorsqu'on travaille avec des systèmes de biotraitement à grande échelle, but du développement du RBFI à cuve rectangulaire, les performances du réacteur sont déterminées en fonction des paramètres les plus usuels normalement suivis, paramètres qui sont simplement et rapidement identifiables. Il est aussi impossible de contrôller directement la concentration de substrat résiduel dans le réacteur alors que la concentration d'alimentation S_o peut être variée à volonté, de même évidemment que le débit liquide F.

Donc cette modélisation doit être faite dans le but de prédire la concentration de biomasse fixée du bioréacteur, X_F, connaissant les caractéristiques de l'eau usée à traiter soient principalement le débit et la concentration de substrat, mesurée en DCO ou DBO.

La valeur des paramètres y et z de l'équation 62 a été déterminée par régression. La relation reliant le débit liquide F et la concentration de substrat alimenté S_o à l'épaisseur du biofilm des bioparticules δ est donc :

$$\delta = 1,89\ (F^{0,635} * S_o^{0,411}) - 250 \qquad (63)$$

Cette équation est valide dans la gamme de débits liquide et de concentrations investigués et pour les conditions d'opération spécifiées.

L'étude du transfert de matière dans le RBFI à cuve rectangulaire (section 3.3) a démontré que δ est affectée par l'augmentation de la vitesse superficielle de gaz dans la fente de recirculation de la façon suivante :

$$\delta \ \alpha \ J_g^{-1/2} \qquad (59)$$

Combinant cette équation à l'équation 63, on obtient la relation suivante :

$$\delta = 0,389 \ (F^{0,635} . S_o^{0,411} . J_g^{-0,5}) - 250 \qquad (64)$$

pour des vitesses superficielles de gaz comprises entre 0,035 et 0,065 m/s. La figure 49 représente cette relation.

Le but de cette corrélation est évidemment de déterminer la concentration en biomasse fixée du réacteur, X_F, où :

X_F = Masse totale de biomasse immobilisée/Volume du lit expansé

Ainsi,

$$X_F = (N * V_{BF} * \rho_{BF})/V_{LIT} \qquad (65)$$

Le volume de biofilm par bioparticule, V_{BF}, se calcule de la façon suivante à partir de l'épaisseur du biofilm δ

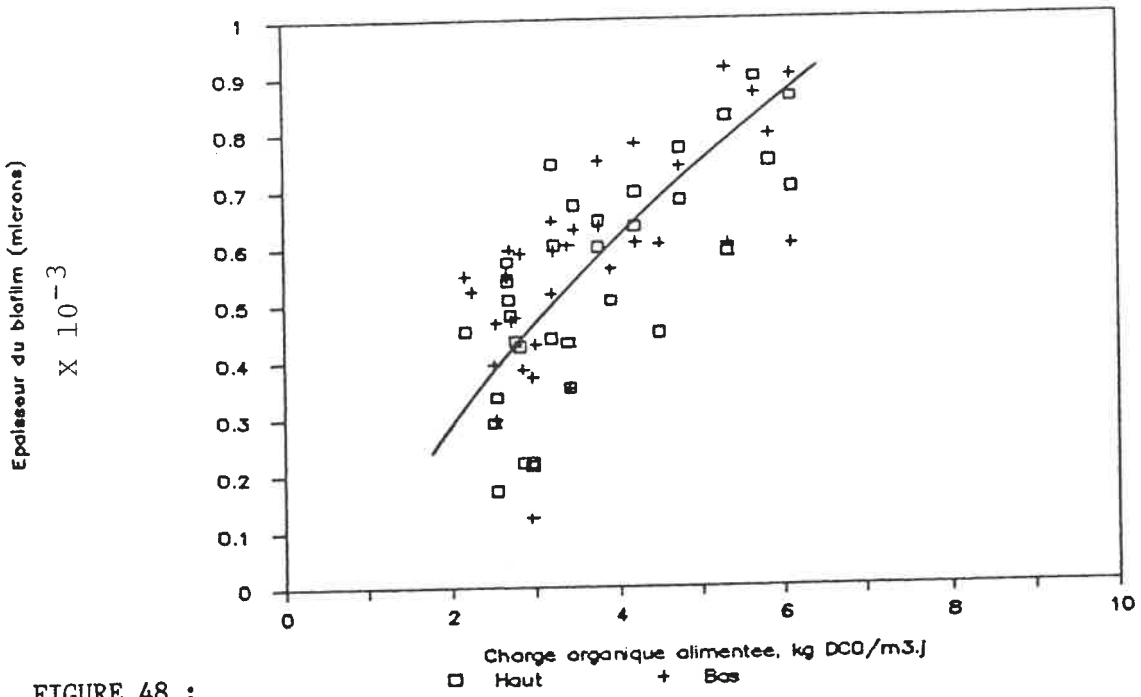

FIGURE 48 :
Evolution de l'épaisseur du biofilm en fonction de l'augmentation de la charge organique par le débit liquide.

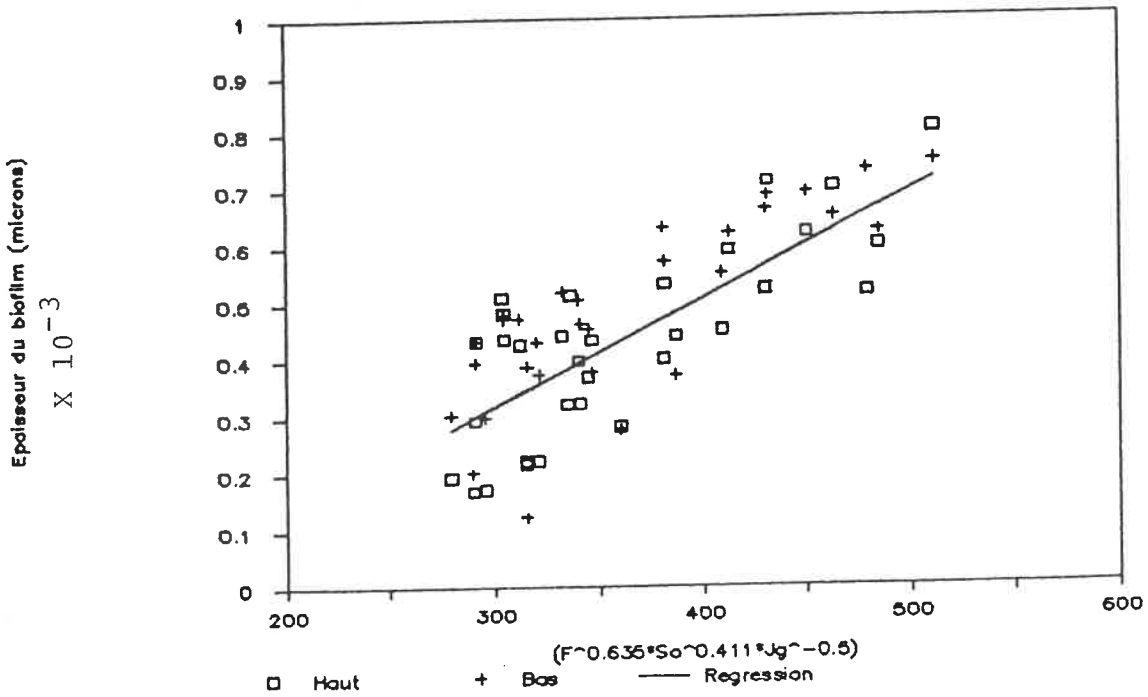

FIGURE 49 : Correlation de l'épaisseur de biofilm sur les bioparticules.

déterminée par l'équation 64:

$$V_{BF} = \text{Volume de la bioparticule} - \text{Volume du support} \quad (66)$$

ou

$$V_{BF} = \pi/6\ [(2\delta + d_p)^3 - d_p^3] \quad (67)$$

Ainsi,

$$X_F = \frac{1000*N*(\pi/6)[(2\delta + d_p)^3 - d_p^3] * \rho_{BF}}{V_{LIT}} \quad (68)$$

Le facteur multiplicatif 1000 dans l'équation précédente provient de la transformation de la concentration de biomasse fixée exprimée en Kg/m^3 en mg/l.

La connaissance des conditions d'alimentation du réacteur, F et S_o, du débit gazeux et donc de J_g, du nombre et du diamètre des billes-support, N et d_p, de la masse volumique de la biomasse fixée ainsi que du volume occupé par le lit expansé permet donc de prédire la concentration de microrganismes fixés dans le RBFI à cuve rectangulaire pour la gamme de conditions d'opération investiguée.

3.4.2.3 Profils de DCO et de pH sur la longueur du réacteur.

Plusieurs échantillons ont été recueillis sur toute la longueur du réacteur afin de tracer les profils de DCO résiduelle et de pH et ainsi déterminer l'homogénéité du système. Un échantillon était pris au milieu du lit expansé près de la paroi d'entrée (entrée), un échantillon au centre du réacteur (centre), et un autre à la sortie (sortie).

La figure 50 illustre le profil de pH. Pour des charges variant de 2,7 à 6,7, aucune variation n'a été observée.

Le profil de DCO représenté à la figure 51 montre également que pour diverses charges organiques aucune tendance particulière n'a été observée. Ceci est en accord avec les études hydrauliques effectuées (section 3.2) démontrant que ce réacteur à biofilm à fluidisation inversée peut être considéré parfaitement agité par rapport à la phase liquide.

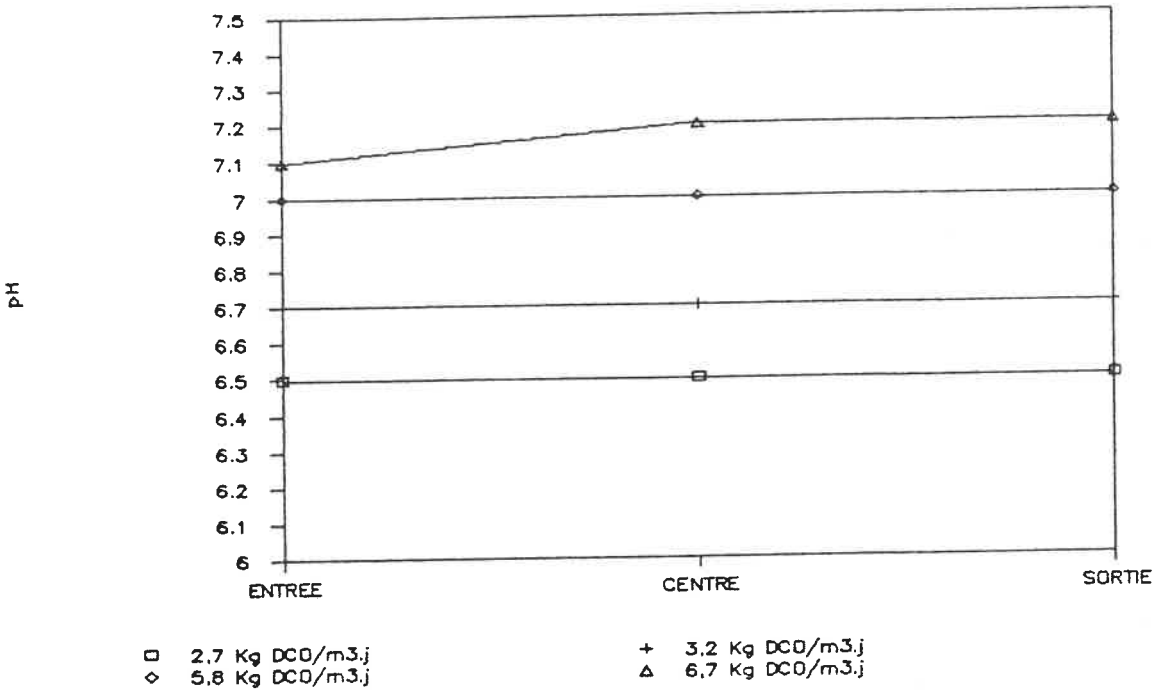

FIGURE 50 : Profils de pH sur la longueur du réacteur à différentes charges organiques alimentées.

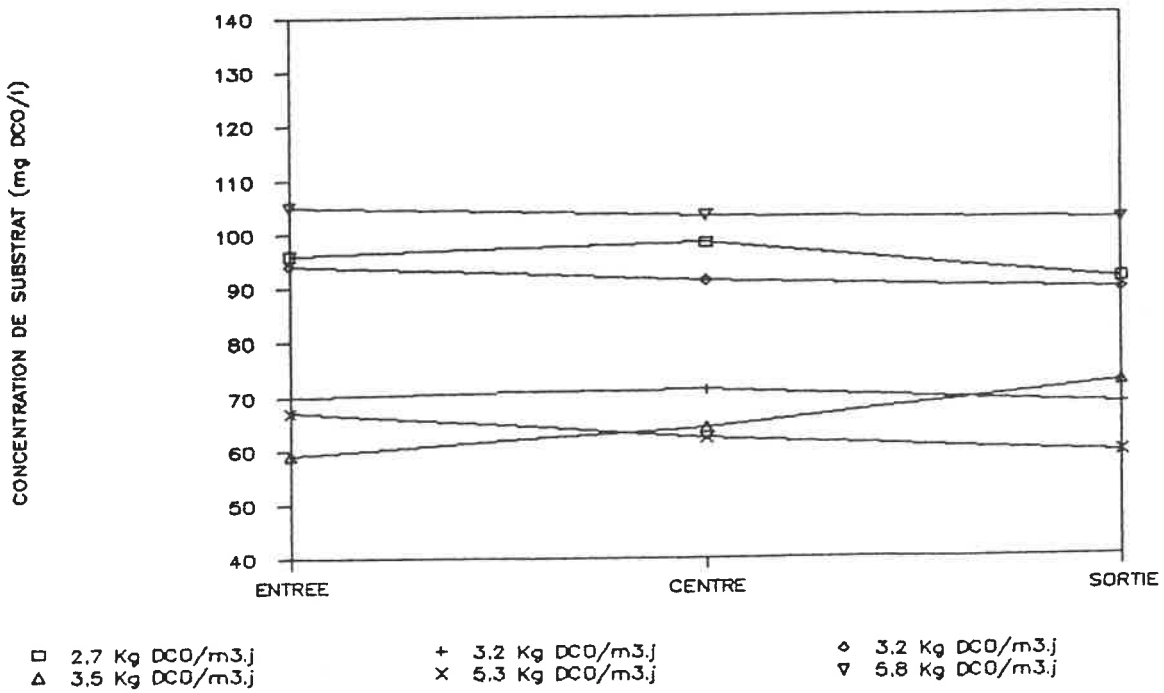

FIGURE 51 : Profils de DCO sur la longueur du réacteur à différentes charges organiques alimentées.

3.4.3 Conclusions.

Les performances du RBFI à cuve rectangulaire face à de hautes charges organiques ont été déterminées. L'augmentation de la charge organique a été effectuée de deux façons: premièrement, par l'augmentation de la concentration de substrat alimenté, à débit liquide constant et, deuxièmement, par l'augmentation du débit liquide alimenté à concentration de substrat constante.

Pour la première partie de l'étude, la conversion du substrat s'est maintenue égale ou supérieure à 90% pour des charges jusqu'à 6 Kg DCO/m^3.j. A partir de ce niveau de charge, l'efficacité du réacteur diminue jusqu'à environ 65% à 10 Kg DCO/m^3.j.

Il a aussi été remarqué dans cette première partie qu'une augmentation de charge au réacteur amenait une augmentation de l'épaisseur de biofilm sur les particules. La forme de l'équation reliant la charge (le débit liquide F et la concentration d'alimentation S_o) à l'épaisseur du biofilm est de la forme : $\delta \alpha F^y * S_o^z$.

Pour la deuxième partie de l'étude, la réponse du système a été sensiblement la même que pour la première, du moins pour des charges comparables jusqu'à 6 Kg DCO/m^3.j.

L'étude du biofilm lors de cette deuxième partie a permis de montrer qu'à charges égales, l'augmentation par le débit favorise une plus grande croissance que l'augmentation par la concentration. Cependant les performances étant pratiquement les mêmes dans les deux cas, comme mentionné précédemment, il est raisonnable de penser qu'une partie seulement du biofilm plus épais dans le cas de l'augmentation de la charge par le débit, est viable, tel que rapporté dans le chapître 1.3 de l'exposé théorique. Le reste du biofilm étant composé de microorganismes en phase endogène ou de microorganismes anaérobies.

A l'aide de ces deux études ainsi que du chapître sur le transfert de matière, la relation entre l'épaisseur du biofilm, la charge et la vitesse superficielle de gaz dans la fente a été établie, soit :

$$\delta = 0,389\ (F^{0.635} . S_o^{0.411} . J_g^{-0.5}) - 250 \qquad (64)$$

pour les conditions d'opération spécifiées. Cette relation permet également de déterminer la concentration de biomasse fixée du réacteur, connaissant les conditions d'opération du réacteur ainsi que les caractéristiques de l'eau à traiter.

CONCLUSIONS ET DISCUSSION

Dans cette étude nous avons développé et caractérisé un réacteur à biofilm à fluidisation inversée à cuve rectangulaire. Après une étude de faisabilité en biotraitement d'un effluent de fromagerie, reconstitué au lactosérum, par des microorganismes immobilisés sur des billes de polystyrène, le choix de la configuration d'aération s'est porté vers une fente longitudinale plutôt que vers des tubes. Ce design est beaucoup plus simple de construction et d'opération.

Lors du démarrage du réacteur, l'expansion artificielle du lit de billes sans biomasse, à l'aide d'une augmentation du débit gazeux (deux fois le débit normal), permet la formation rapide d'un biofilm par une diminution des chocs entre les billes. Cette formation initiale du biofilm se fait à l'aide de la biomasse en suspension dont la concentration chute au moment de la fixation initiale. Aussi, le pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes n'est pas affecté par cette diminution des solides volatils en suspension. L'opération du réacteur sur une période de cinq mois et demi a démontré qu'un effluent de fromagerie reconstitué au lactosérum, alimenté à des charges variant entre 2,0 et 7,9 kg DCO/m^3.j, peut être traité efficacement pour des pourcentages de conversion égaux ou supérieurs à 90, à l'aide d'une culture mixte de microorganismes immobilisés sur des billes de polystyrène.

Le diamètre des billes est situé dans la gamme 1,10 à 1,50 x 10^{-3} m. Les caractéristiques initiales des billes n'ont pas été affectées sur une période d'opération de plus de cinq mois.

Contrairement au RBFI à tubes cylindriques concentriques, notre réacteur a montré qu'il peut être opéré sans érodeur tout en atteignant un régime permanent d'épaisseur de biofilm, dû à l'érosion constante subit par les billes lors du contact avec la paroi interne de la fente et avec les jets de gaz, lors de la recirculation.

L'observation de la population microbienne du biofilm a démontré que la culture mixte est équilibrée et composée de bactéries principalement, et de moisissures, de protozoaires et de rotifères. De plus, l'alimentation d'alcalinité est nécessaire pour le maintien du pH du réacteur supérieur à 6,8-7,0 de façon à ne pas favoriser la croissance de microorganismes filamenteux indésirables.

Dans un second temps, l'hydrodynamique et le mélange du réacteur ont été étudiés et modélisés. Ceci a permis de confirmer le choix de la fente sur les tubes comme configuration de recirculation, puisqu'elle permet une utilisation maximum de la capacité du réacteur de même qu'elle favorise le parfait mélange dans la cuve, comme le montre le nombre de dispersion de 0,15 obtenu à l'aide d'une étude de traçage. Toutefois, la présence de zones mortes et

de courants préférentiels est importante, le volume total de la cuve n'étant utilisé qu'à 76 %. Le modèle de l'écoulement hydraulique permettrait de prédire la concentration de substrat de l'effluent connaissant la cinétique de réaction de la culture mixte immobilisée.

La troisième phase de cette étude a porté sur l'identification du coefficient volumétrique de transfert de matière $K_L a$ effectuée en opération de biotraitement de lactosérum alimenté à une charge moyenne de 2,7 kg DCO/m^3.j, par une culture mixte fixée sur des billes. Le $K_L a$, basé sur la réponse dynamique de la concentration d'oxygène dissous du réacteur, a été déterminé à l'aide de deux modèles : un premier négligeant la consommation d'oxygène par les microorganismes et un second en tenant compte.

Les valeurs moyennes du $K_L a$ déterminées par le deuxième modèle et pondérées par le rapport du volume total de liquide sur le volume diphasique dans la fente ($K_L a_{in}$) varient entre 0,0180 et 0,0369 s^{-1} pour des vitesses superficielles de gaz comprises entre 0,038 et 0,063 m/s. Le coefficient $K_L a$ augmente ainsi en fonction de la vitesse superficielle de gaz, sur la plage de vitesses investiguée, selon la relation suivante : $K_L a_{in} = 0,529 J_g + 0,00154$.

Les taux de consommation d'oxygène ont également été mesurés expérimentalement, soient 1,86 x 10^{-3} et 12,0 x 10^{-3} mg/l.s pour les microorganismes libres et fixés

respectivement. Egalement, le taux spécifique de consommation d'oxygène par les microorganismes libres est environ huit fois supérieur au taux spécifique de consommation par les microorganismes fixés.

Finalement, cette étude du $K_L a$ a démontré l'effet négatif de la vitesse superficielle de gaz sur l'épaisseur du biofilm, selon la relation $\delta \propto J_g^{-1/2}$. Cependant, il semble également probable qu'en dessous de 3 mg/l, l'oxygène serait limitant à la bioréaction et que le débit d'air devrait être ajusté en conséquence.

La dernière partie de ce travail a porté sur l'étude de l'effet de l'augmentation de la charge organique par l'augmentation de la concentration de substrat alimenté à débit liquide constant et par l'augmentation du débit liquide à concentration constante, sur la stabilité et les performances du réacteur. La réponse du système est sensiblement la même dans les deux cas : pour des charges de 2 à 6 kg DCO/m^3.j, le pourcentage de conversion du substrat par les microorganismes est supérieur ou égal à 90, alors qu'il diminue à partir de 7 kg DCO/m^3.j, pour le cas de l'augmentation de charge par la concentration, pour atteindre environ 65 % à 10 kg DCO/m^3.j, ce qui serait la limite d'opération efficace de notre réacteur.

La différence principale entre les deux types d'augmentation de charge est l'effet sur la croissance du

biofilm. Ainsi, l'augmentation de charge par le débit montre des croissances du biofilm d'environ 25 % supérieures. Cependant, les performances du réacteur étant sensiblement les mêmes pour les deux séries d'expériences, on peut supposer que la quantité de biomasse active est la même dans les deux cas.

Un modèle a été établi permettant de déterminer l'épaisseur du biofilm à partir du débit liquide F, de la concentration de substrat alimenté S_o, ainsi que de la vitesse superficielle de gaz J_g, soit :

$$\delta = 0,389\ (F^{0,635}.S_o^{0,411}.J_g^{-0,5}) - 250 \qquad (64)$$

pour des vitesses superficielles de gaz comprises entre 0,038 et 0,063 m/s. Cette relation permet également d'identifier la quantité de biomasse fixée du réacteur, paramètre déterminant dans la prévision des performances du réacteur.

D'après les résultats de cette étude, il semble évident que le réacteur à biofilm à fluidisation inversée à cuve rectangulaire ait beaucoup de potentiel en traitement des eaux. Les hauts taux d'enlèvement pour des temps de séjour aussi faibles que trois heures démontrent l'intérêt de l'application de ce système pour les forts débits industriels. Il est aussi important de noter que ces performances ont été réalisées sans contrôle de température du réacteur, qui se maintenait entre 15 et 18°C, jusqu'à 10°C à fort débit. L'application industrielle de ce

réacteur ne nécessiterait aucun système de contrôle de température du liquide, favorisant les coûts d'opération composés principalement de la compression de l'air, de l'ajout de chaux (alcalinité) si nécessaire, et de l'opération.

La formation de biofilm sur les surfaces du réacteur était importante et perturbait l'écoulement du liquide, due aux faibles dimensions de la cuve. Toutefois, ceci ne devrait pas être un problème dans un réacteur de plus grande taille.

Un autre problème rencontré au cours de l'étude a été l'élimination des boues produites en quantité importante à forte charge. Le pompage de ces boues qui décantent au fond du réacteur sous le lit expansé, est une solution possible, mais qui n'a pas été efficace dans notre montage parce que le fond de notre cuve était plat, impliquant une grande surface à nettoyer, et que les entrées des tubes de pompage étaient mal disposées, ne soutirrant les boues que localement.

Le design industriel suggéré du RBFI à cuve rectangulaire est représenté à la figure 52 et est directement basé sur le montage expérimental. L'effluent à traiter est passé au travers d'un dégrilleur et d'un décanteur primaire avant d'être alimenté au réacteur. La cuve de béton, placée dans le sol entourée de terre,

comprend les zones d'aération et d'évacuation du liquide clarifié. La cuve est divisée par des parois de béton en RBFI semi-indépendants opérés de façon continu et ayant chacun une alimentation distincte, ne partageant que la zone d'évacuation du liquide. La paroi du fond de la zone aérée ne descend pas jusqu'au fond de la cuve, permettant au liquide de remonter. Cette dernière zone permet de compléter la clarification du liquide, effectuée en majeure partie sous le lit expansé. Le fond de la cuve devrait être incliné en forme de "V" a environ 55°, laissant un espace suffisant sous le lit de billes pour la décantation des boues libres, et ayant à son fond un système d'élimination de cette biomasse en excès. Ce système pourrait être formé d'une vis-sans-fin tournant très lentement et poussant les boues jusqu'à un puit de pompage où elles seraient soutirées de façon intermittente par une pompe moyno. Les boues pourraient également être pompées directement du fond de la cuve par des prises de suction disposées sur toute la longueur. Ces boues soutirées seraient éliminées par épandage direct sur le sol avec ou sans digestion. Les plaques formant les fentes de recirculation seraient en acier inoxydable et totalement ajustables. La fente devrait être environ deux fois plus longue que haute et représenter environ 25 % de la surface totale d'un RBFI. Aussi la largeur entre les parois séparant les RBFI devrait être d'environ la moitié de la hauteur de la fente. Enfin, l'air compressé serait amené par des conduites d'acier inoxydable jusqu'aux aérateurs disposés régulièrement sous la fente.

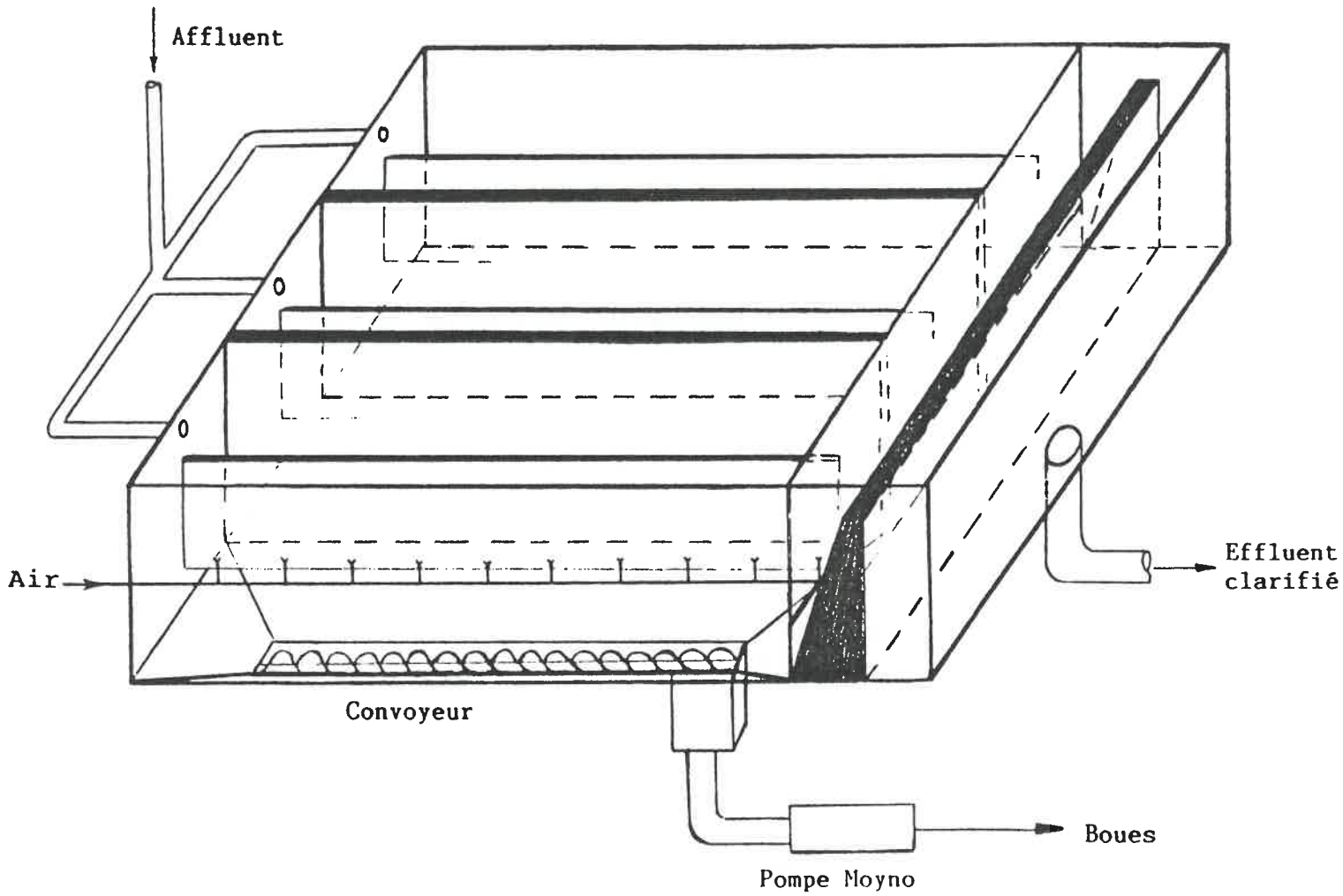

FIGURE 52 : Schéma du RBFI à cuve rectangulaire à grande échelle.

Les recherches devraient être poursuivies en laboratoire de façon à : (1) déterminer la cinétique microbienne de la culture mixte immobilisée, (2) modéliser complètement l'hydrodynamique du système en se basant sur les travaux effectués sur le RBFI à tubes cylindriques concentriques [22], (3) déterminer le ratio (surface de la fente/surface totale) optimum en fonction de la croissance du biofilm et des performances du réacteur, (4) observer le comportement du système face à un effluent à fort débit et faiblement chargé.

Par la suite, un réacteur pilote devrait être construit pour: (1) déterminer si la gamme de diamètre de billes trouvée optimale en laboratoire l'est encore à plus grande échelle, (2) pour optimiser le type et la disposition des aérateurs versus le $K_L a$ et l'hydrodynamique, pour diminuer le coût principal d'une telle installation, et (3) confirmer les résultats obtenus de cette première étude.

Le réacteur à biofilm à fluidisation inversée semble maintenant très prometteur et les recherches futures poussant son développement devraient être encouragées.

BIBLIOGRAPHIE

[1] Shieh, W.K., Mulcahy, L.T., La Motta, E.J., Deuxième Congrès Mondial de Génie Chimique, pp. 165-181 (1980).

[2] Hsu, Y.C., et Dudocovic, M.P., Chem. Eng. Sci., 35, p. 135 (1980).

[3] Fan, L.K., Miroyama, K., et Chern, S., Ch. Eng. J., 24, p. 143 (1982).

[4] Shah, Y.T., Kelkar, B.G., et Godbole, S.P., AIChE J., 28, p. 353 (1982).

[5] Nikolov, L.N., Karamanev, D.G., Elenkov, D.G., Bulg. Pat. No. 53798 (1982).

[6] Chavarie, C., Karamanev, D.G., Nikolov, L.N., et Champagne, J., "Simulation d'un Réacteur à Biofilm à Fluidisation inversée" Ecole Polytechnique de Montréal, Département de Génie Chimique (1984).

[7] Atkinson, B., "Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater", Eds. Atkinson, B. et Cooper, P.F., Ellis Horwood, pp.75-85 (1981).

[8] Metcalf & EDDY Inc., "Wastewater Engineering: Treatment/Disposal/Reuse", 2e édition, McGraw-Hill Book

Company, pp. 442-544 (1979).

[9] Dow Chemical Co., Functional Products and Systems Department, "A litterature Search and Critical Analysis of Biological Trickling Filter Studies", Vol. I et II, EPA Water Pollution Control Research Series, Report No. 17050, (1971).

[10] Ramalho, R.S., "Introduction to Wastewater Treatment Processes" 2e édition, Academic Press Inc., pp. 394-418 (1983).

[11] Cooper, P.F. et Wheeldon, D.H.V., "Fluidized and Expanded bed reactors for Wastewater Treatment", Water Poll. Control, 79, pp. 286-306 (1980).

[12] Winkler, M., "Biological Treatment of Wastewater", Ellis Horwood, pp. 173-220 (1981).

[13] Sutton, P.M., Shieh, W.K., Kus, P. et Dunning, P.R., Dorr Oliver's "Oxitron" Fluidized Bed Water and Wastewater Treatment Process, Ch. 17 dans "Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater", éds. Cooper, P.F. et Atkinson, B., Ellis Horwood, pp. 285-304 (1981).

[14] Characklis, W.G., Biotechnology & Bioengineering, 23, 1923 (1981).

[15] Elmaleh, S., "Les Réacteurs à Biomasse Fixée" dans: "Point sur l'épuration et le traitement des effluents air/eau", vol I, Technique et Documentation (Lavoisier) pp. 13-33 (1982).

[16] Barbara, M., Flood, F., et Jeris, J., "Innovative Technology - The Fluidized Bed Process",Clearwaters, 6 (1979).

[17] Tournié, P., Laguérie, C., et Couderc J.P., Chem. Eng. Sci., 34, p. 1247 (1979).

[18] Anderson, J.G. et Blain, J.A., "Novel Developments in Microbial Film Reactors", Fung. Biotech, p. 125 (1980).

[19] Atkinson, B. et Lewis, P., "The Development of Immobilized Fungal Particles and their use in Fluidized Bed Fermentors", Fung. Biotech. p. 153 (1980).

[20] Nikolov, L.N., et Karamanev, D.G., Proc. of the 34th Symp. C.S.Ch.E. (1984).

[21] Centre de Développement Technologique de l'Ecole Polytechnique de Montréal, Projet CDT P1048, "Modélisation, Design et Scale-up des Bioréacteurs à Biofilm à Fluidisation Inversée" (1987).

[22] Garnier, A., "Etude de l'hydrodynamique et du Transfert de Masse dans un Réacteur à Biofilm à Fluidisation Inversée", Mémoire de Maîtrise ès Sciences Appliquées, Département de Génie Chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, (1987).

[23] Godard, F., "Cinétique d'oxydation du Fer Ferreux par Thiobacillus Ferrooxydans en Culture Libre et en Biofilm", Mémoire de Maîtrise ès Sciences Appliquées, Département de Génie Chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, (1987).

[24] Gavidia, S. "Mémoire de Maîtrise ès Sciences Appliquées, Département de Génie Chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, A être publié.

[25] Perry R.H., Green, D., Perry's Chemical Engineer's Handbook 6e édition, McGraw-Hill Book Company (1984).

[26] Roques, H., "Fondements Théoriques du Traitement Biologique des Eaux", Vol. II, Technique et Documentation (Lavoisier) pp. 1174-1263 (1980).

[27] Shieh, W.K., et Keenan, J.D., "Fluidized Bed Biofilm Reactor for Wastewater Treatment", Advances in Bioch. Eng./Biotechnology, Vol. 33, pp. 132-166 (1986).

[28] Benefield, L.D., Randall, C.W., "Biological Process Design for Wastewater Treatment", Prentice-Hall (1980).

[29] Wilkinson, J.F., "Introduction to Microbiology", Halsted Press, John Wiley & Sons, NY (1975).

[30] Dahlem Konferenzen, "Microbial Adhesion and Aggregation", Ed. K.C. Marshall, Springer-Verlag, Berlin (1984).

[31] Kennedy, J.F., et Cabral, J.M.S., Appl. Biochem. & Bioeng., 4, pp. 189-280 (1983).

[32] Hu, W.S., et Dodge, T.C., Biotechnol. Prog., 1 (4), pp. 209-215 (1985).

[33] Atkinson, B., "Process Engineering Aspects of Immobilised Cell Systems", C. Webb, G.M. Block et B. Atkinson, éd., Inst. Chem. Eng. Rugby, Warwickshore UK (1986).

[34] Robinson, D.K. et Wang, D.I.C., "A Novel Bioreactor System for Biopolymer Production" presented at Biochem. Eng. V, Engineering Foundation Conference, Henniker, NH (1986).

[35] Mulcahy, L.T., Shieh, W.K., LaMotta, E.J., Biotech. & Bioeng. 23, 2403 (1981).

[36] Hoehn, R.C., et Ray, A.D., Journal of Water Pollution Control Federation, 45, 2302 (1973).

[37] Shieh, W.K., Sutton, P.M., Kus, P., Journal of Water Poll. Control Fed., 53, 11, 1574 (1981).

[38] Alleman, J.E., Veil, J.A., Canaday, J.T., Water Research, 16, 543 (1982).

[39] La Motta, E.J., "Evaluation of Diffusional Resistances in Substrate Utilization by Biological Films", Ph.D. Dissertation, University of North Carolina at Chapel Hill (1976).

[40] Zobell, C.E., Allen, E.C., Journal of Bacteriology, 29, 239 (1935).

[41] Bryers, J.D., Characklis, W.G., Biotech. & Bioeng, 24, 2451 (1982).

[42] Bryers, J.D., "Biologically Active Surfaces: Processes governing the formation and persistance of biofilms", Biotechnology Progress, Vol 3, No. 2 (1987).

[43] Fletcher, M., Journal of Gen. Microbiology, 94, 400-404 (1976).

[44] Corpe, W.A., dans "Adhesion in Biological Systems",

R.S. Manly, Academic Press, NY (1970).

[45] Zaïdi, B.R., Bard, B.F. Tosteson, T.R., Appl. Environ. Microb., 48, 519 (1984).

[46] Bryers, J.D., "Dynamics of Early Biofilm Formation in a Turbulent Flow System" Ph.D. Dissertation, W.M. Rice University, Houston, TX (1980).

[47] Powell, M.S. et Slater, N.K.H., Biotech. and Bioeng., 25, 891 (1983).

[48] Fletcher, M., et Floodgate, G.D., J. Gen. Microbiology, 74, 325 (1973).

[49] Bakke, R., M.G. Trulear, J.A. Robinson, Characklis, W.G., Biotech. & Bioeng., 26, 1418 (1984).

[50] Wanner, O. et Gujer, W.A., Biotech. & Bioeng., 28, 314-328 (1986).

[51] Hirokawa, Y., Tanaka, T., Katayama, S. dans "Microbial Adhesion and Aggregation", Dahlem Konferenzen, K.C. Marshall éd., Springer-Verlag, Berlin, 177 (1984).

[52] Fletcher, M. dans "Microbial Adhesion and Aggregation", Dahlem Konferenzen, K.C. Marshall, éd., pp. 223-232 (1984).

[53] Jeris, J.S., Beer, C., Mueller, J.A., J. Water Poll. Control Fed., 47, 2043 (1975).

[54] Characklis, W.G., Water Research, 7, 1113 (1973).

[55] Heukelekian, H., Sewage Ind. Wastes, 28, 78 (1956).

[56] Doran, P.M. et Bailey, J.E., Biotech. and Bioeng., 28, 73-87 (1986).

[57] Karel, S., Briasco, C.A., Robertson, C.R., "The Behavior of Immobilized Living Cells: Characterization using Isotopic Tracers", Paper presented at Biochem. Eng. V., Eng. Foundation Conference (1986).

[58] Coopérative Fédérée de Québec, Division Industrie laitière, 1055 rue du Marché Central, Mtl, QC (1987).

[59] Van den Berg., L., "Anaerobic Digestion of Cheese Factory Effluent using Industrial Scale Fixed-Film and Upflow Sludge Bed Reactors", Proc. Bioenergy, Ottawa (1984).

[60] Levenspiel, O., "Chemical Reaction Engineering. An Introduction to the Desigh of Chemical Reactors", 2nd ed., John Whiley & Sons, (1962).

[61] Cholette, A. et Cloutier, L., "Mixing Efficiency Determinations for Continuous Flow Systems", Can. Jour. of Chemical Eng., 35 (3), 105 (1959).

[62] Popovic, M., Papalexiou, A., et Reuss, M., "Gas Residence Time Distribution in Stirred Tank Bioreactors" Chemical Eng. Sci., Vol. 38, No.12, pp.2015 - 2025 (1983).

[63] Dubois, M., Gilles, K.A., Hamilton, J.K., Rebers, P.A., Smith, F., "Colorimetric Method for Determination of Sugars and Related Substances", Analytical Chemistry, Vol. 28, No.3, (1956).

[64] Lewis, W.K., Whitman, W.G., "Principles of Gas Absorption", Ind. Eng. Chem., 16, 1215 (1924).

[65] Stentstrom, M.K., Gilbert, R.G., "Effects of Alpha, Beta and Theta Factor Upon the Design Specification and Operation of Aeration Systems". Water Res. 15, 643 (1981).

[66] Eckenfelder, W.W. Jr., Industrial Water Pollution Control, McGraw-Hill Book Company, NY (1966).

[67] Leeuwen, C.V., "Dynamic Measurement of the Overall Volumetric Mass Transfer Coefficient in Air-Sparged Systems", Biotechnol. & Bioeng., Vol XXI, pp.

2125-2131 (1979).

[68] Linek, V., Benes, P., Hovarka, F., "The Role of Interphase Nitrogen Transport in the Dynamic Measurement of the Overall Volumetric Mass Transfer Coefficient in Air-Sparged Systems", Biotech. and Bioeng. Vol 23, pp. 301-319 (1981).

[69] Dang, N.D.P., Karrer, D.A., Dunn, I.J., Biotech. & Bioeng. 19, 853 (1977).

[70] Mines, R.O., Sherrard, J.H., "Biological enhancement of Oxygen Transfer in the Activated Sludge Process". Journal WPCF, Vol. 59, No. 1 (1987).

[71] Tsao, G.T., "Simultaneous Gas-Liquid Interfacial Oxygen Absorption and Biochemical Oxidation". Biotech. & Bioeng. 10, 765 (1968).

[72] Huang, S.Y., "Performance of Mixing and Oxygen Transfer in Airlift Fermenter". Proc. Nat. Sci. Council, No. 8, Part 3 (1975).

[73] Koide, K., Kurematsu, K., Iwamoto, S., Iwata, Y. Horibe, K.,: "Gas Hold-up and Volumetric Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Column with Draught Tube and with Gaz Dispersion into tube", in J. Chem. Eng. Japan, Vol. 15, No. 5, pp. 413-419 (1983).

[74] Weiland, P., Onken, U.: "Fluid Dynamics and Mass Transfer in an Airlift Fermenter with External Loop". Ger. Chem. Eng., 4, 42 (1981).

ANNEXE A

Résultats des tests de détermination de $K_L a$.

Les figures A.1 à A.5 et A.6 à A.10 représentent les résultats expérimentaux retenus pour l'identification du $K_L a$ pour les modèles 1 et 2 respectivement. Certains résultats ont été ignorés à cause de leur trop grande divergence par rapport à la moyenne.

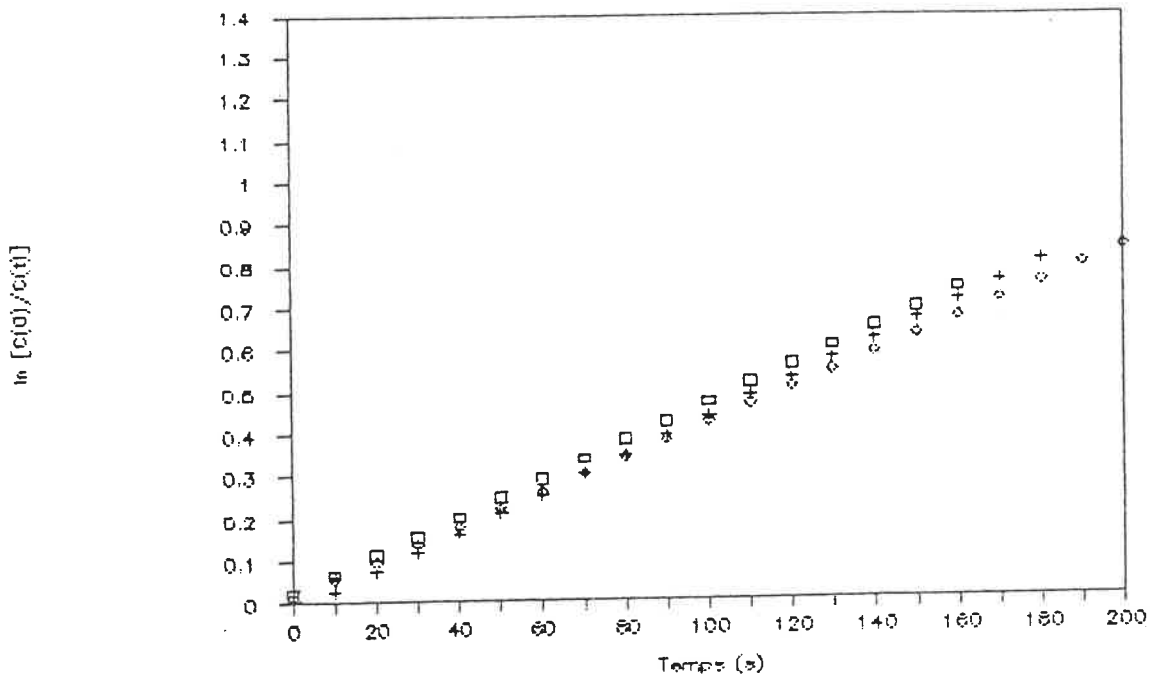

FIGURE A.1 : Mesure du K_La pour le premier modèle - $G=6,82x10^{-4}$ m^3/s.

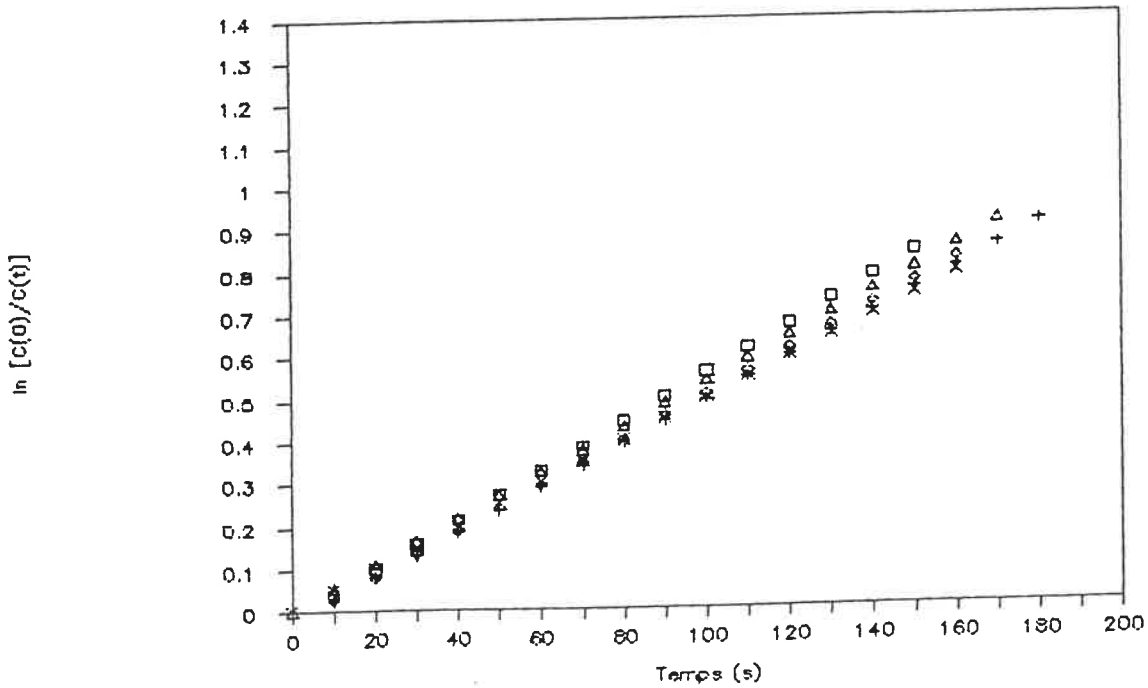

FIGURE A.2 : Mesure du K_La par le premier modèle - $G=7,53x10^{-4}$ m^3/s.

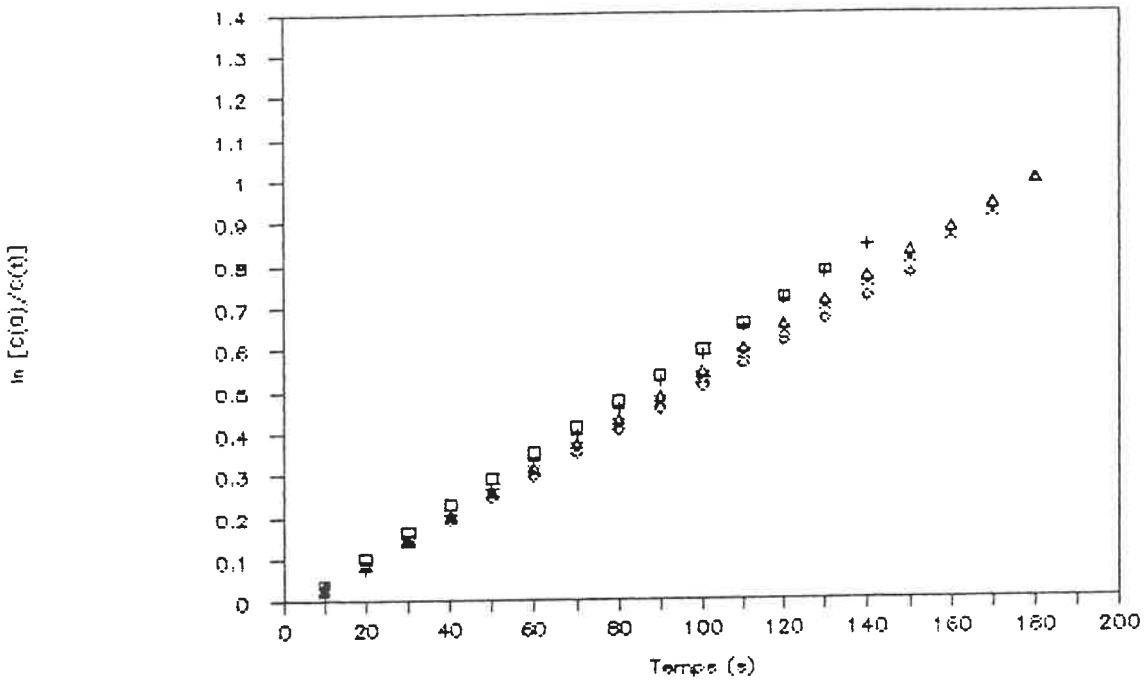

FIGURE A.3 : Mesure du K_La par le premier modèle - G=8,73x10^{-4} m^3/s.

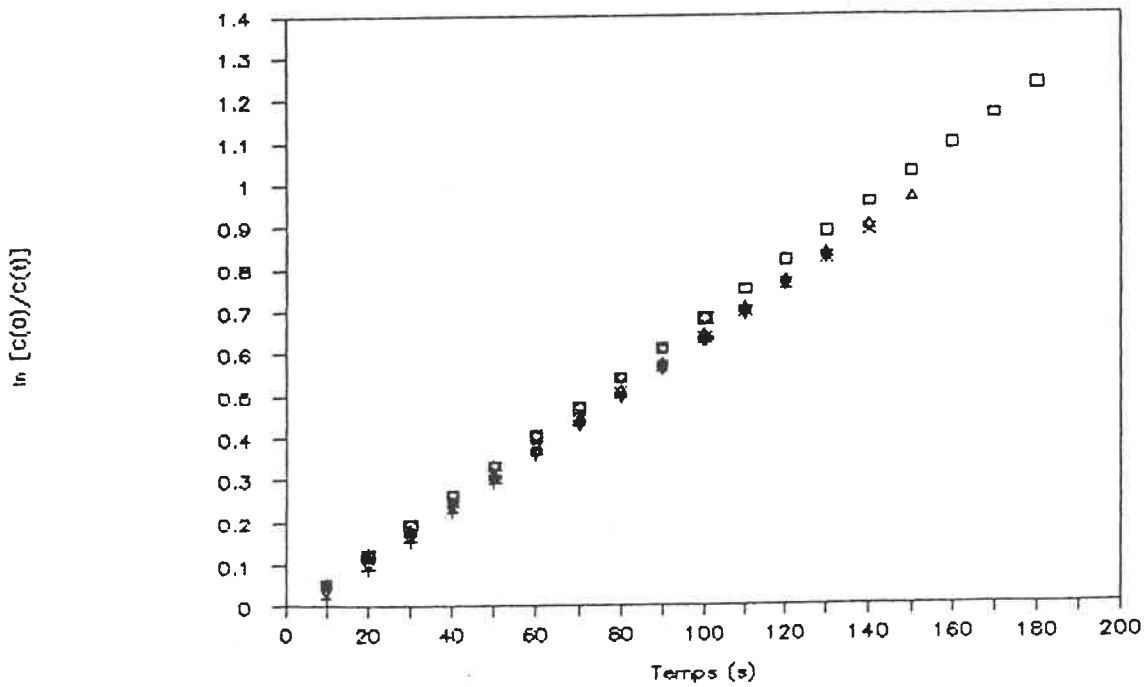

FIGURE A.4 : Mesure du K_La par le premier modèle - G=9,96x10^{-4} m^3/s.

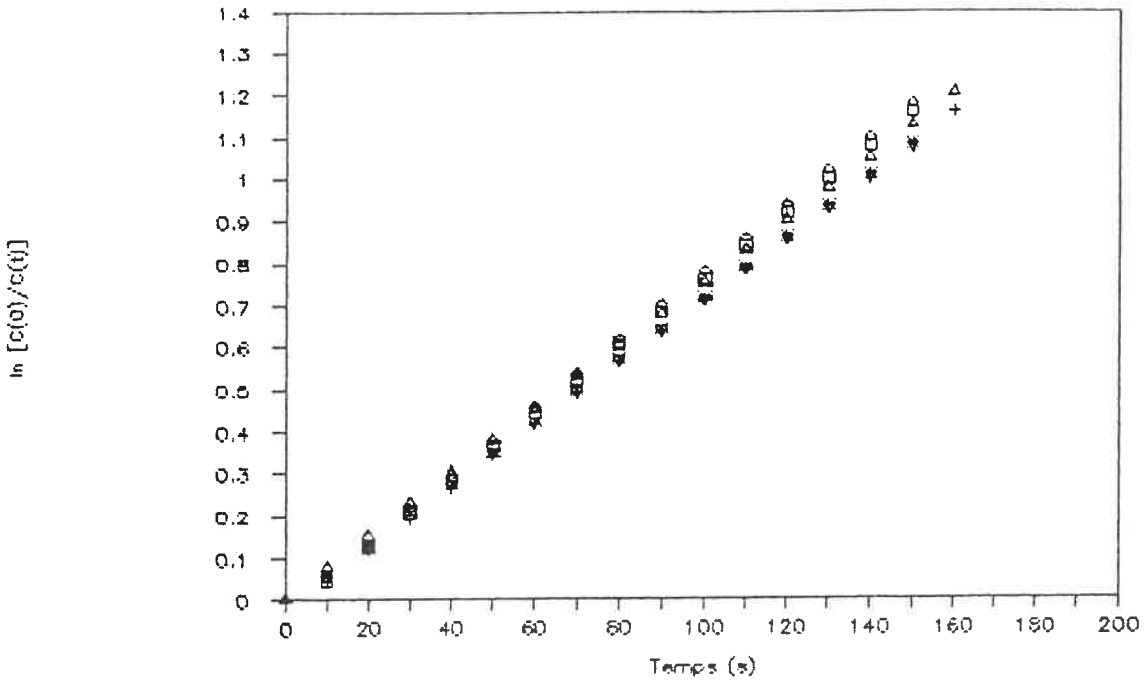

FIGURE A.5 : Mesure du K_La par le premier modèle - $G=11,2x10^{-4}$ m^3/s.

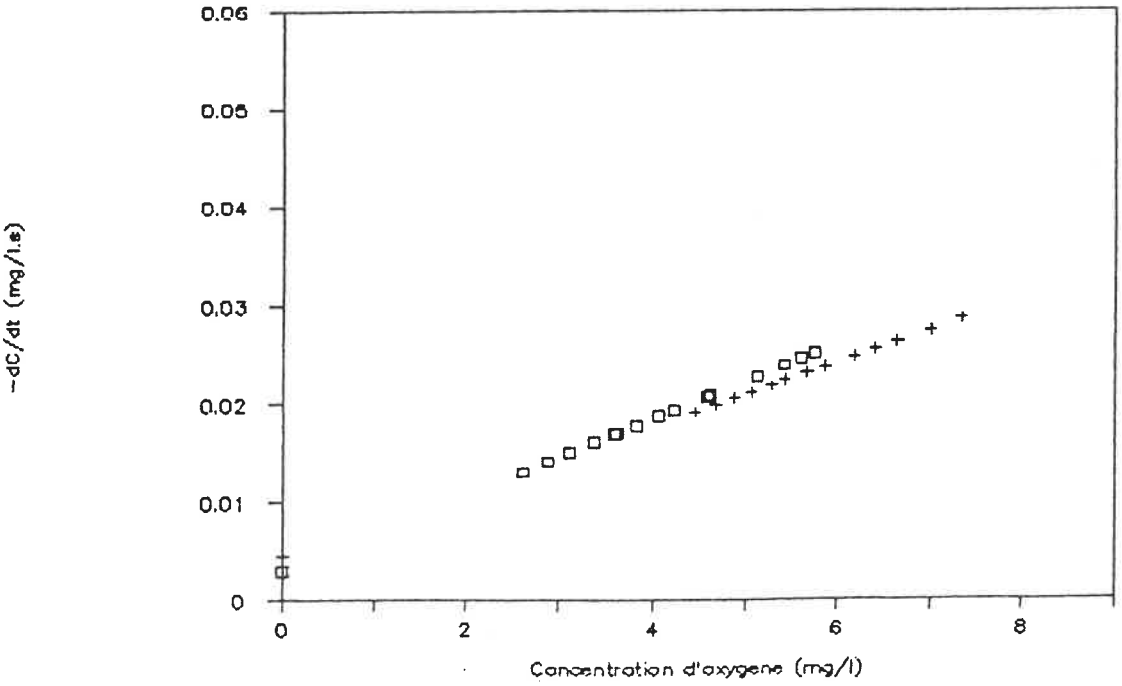

FIGURE A.6 : Mesure du K_La par le deuxième modèle - $G=6,82x10^{-4}$ m^3/s.

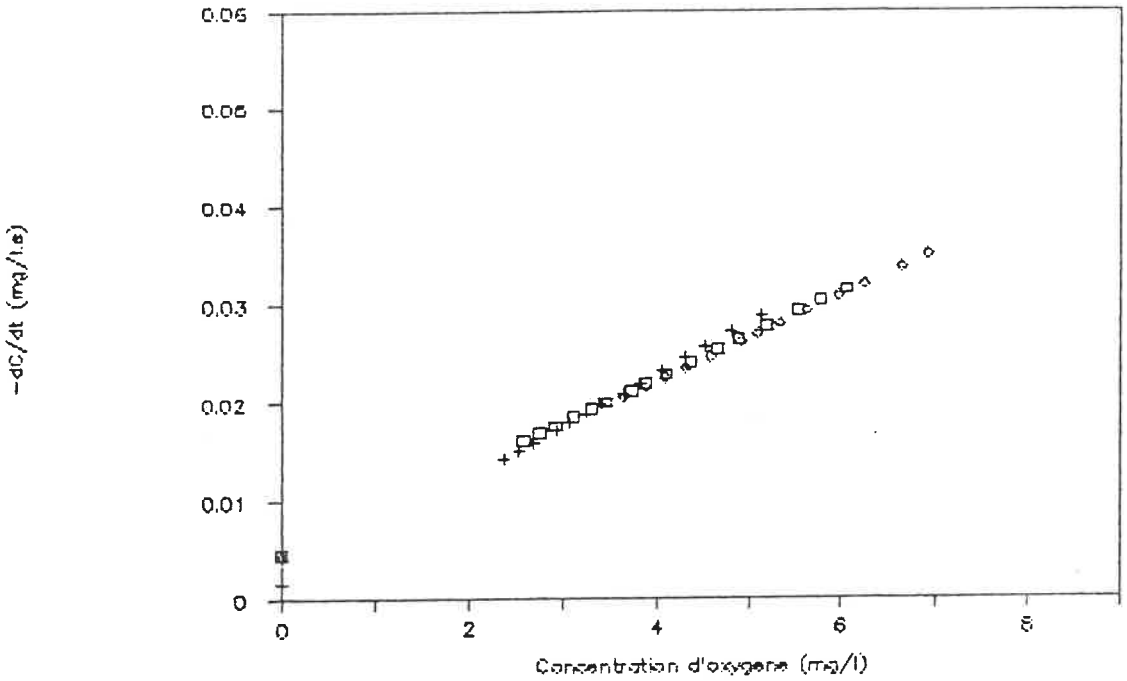

FIGURE A.7 : Mesure du K_La par le deuxième modèle - G=7,63x10^{-4} m^3/s.

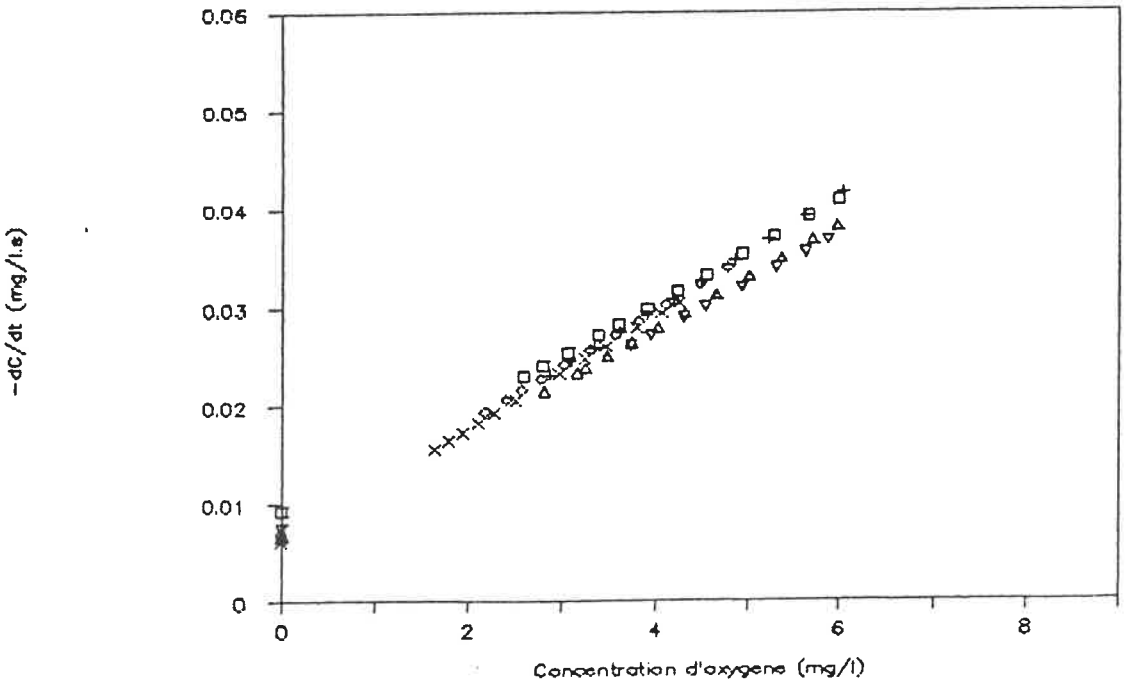

FIGURE A.8 : Mesure du K_La par le deuxième modèle - G=8,73x10^{-4} m^3/s.

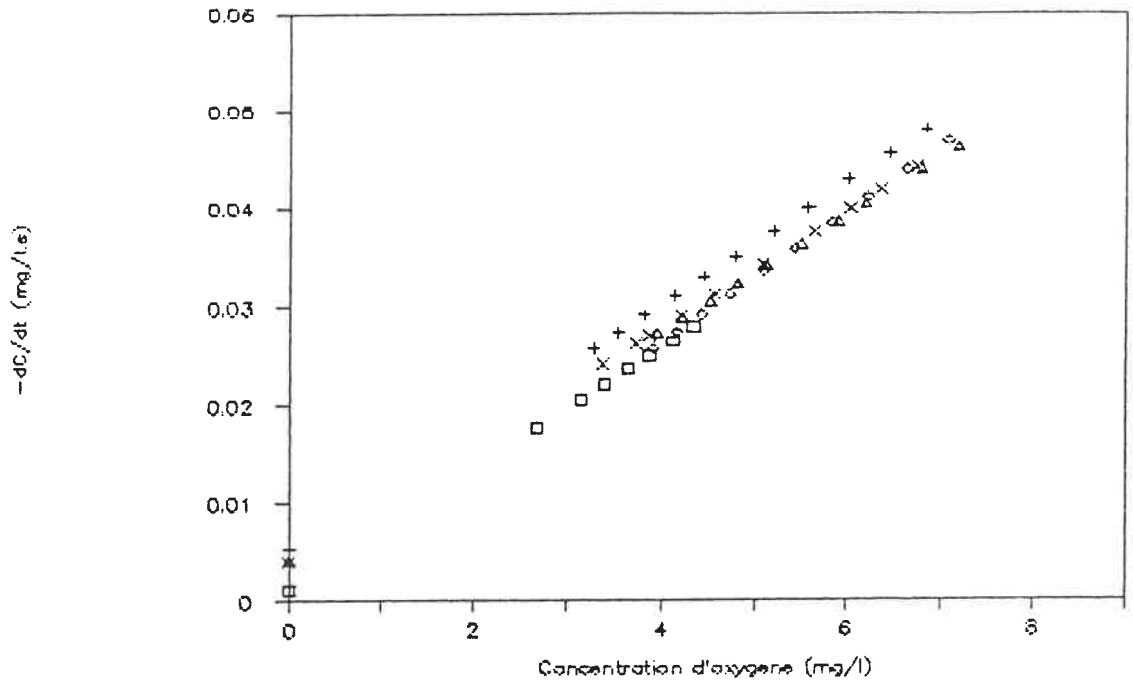

FIGURE A.9 : Mesure du K_La par le deuxième modèle - $G=9,96x10^{-4}$ m^3/s.

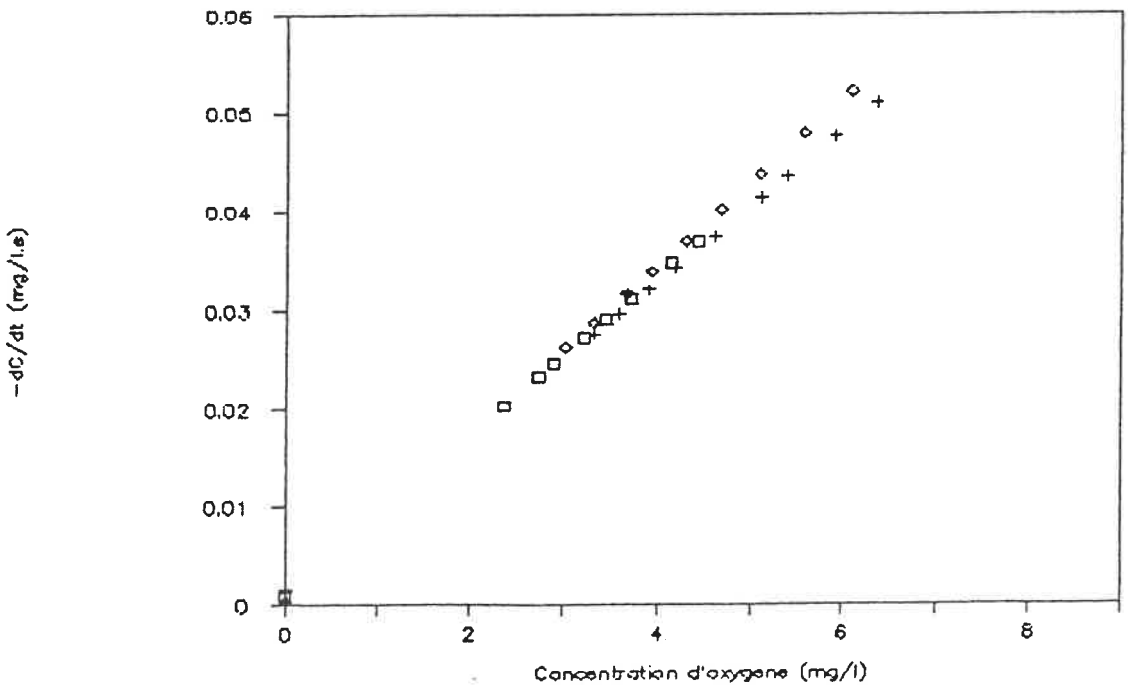

FIGURE A.10 : Mesure du K_La par le deuxième modèle - $G=11,2x10^{-4}$ m^3/s.

ANNEXE B

Temps de séchage des bioparticules.

La figure B.1 illustre le temps requis pour sécher complètement les bioparticules échantillonnées pour la mesure de la biomasse immobilisée et l'épaisseur du biofilm. Les bioparticules étaient séchées 24 heures à 70°C avant la pesée.

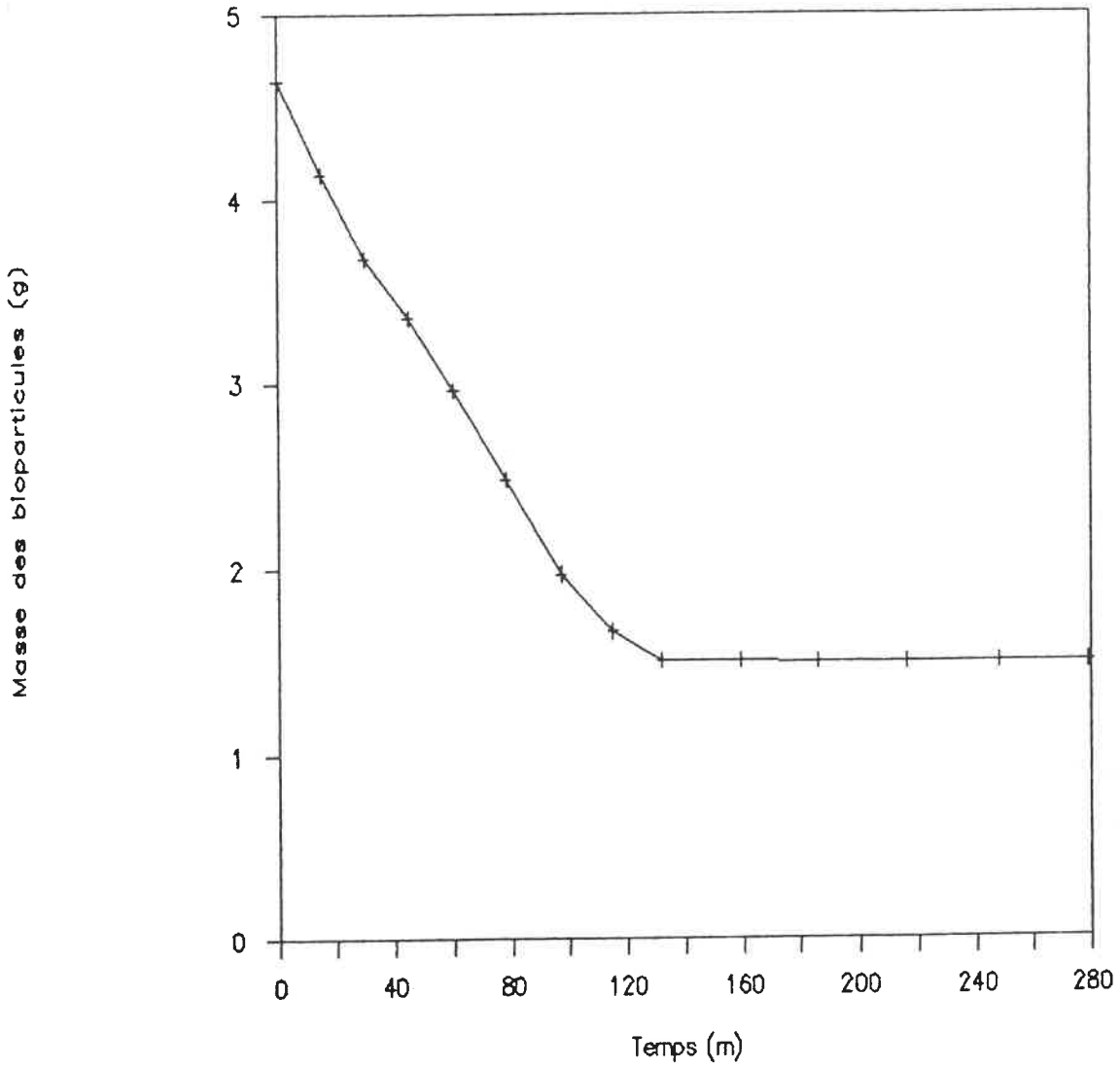

FIGURE B.1 ; Temps de séchage des bioparticules.

ANNEXE C

Courbes de calibration analytiques.

Les figures C.1, C.2 et C.3 représentent respectivement les courbes de calibration utilisées pour la mesure de la DCO, de la concentration de glucose (hydrodynamique, section 3.2), et de la concentration de phosphore total.

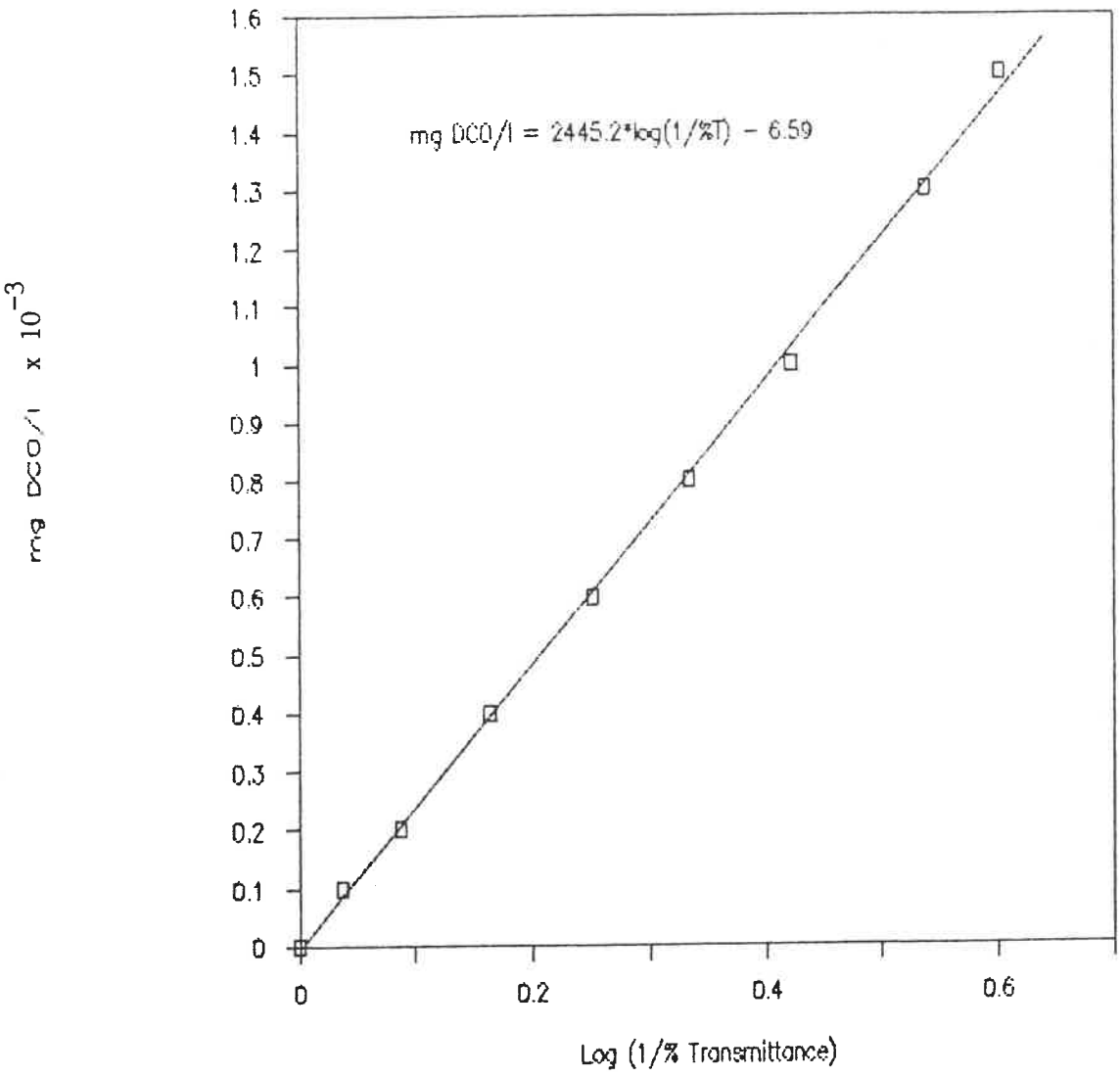

FIGURE C.1 : Courbe de calibration - mesure de DCO.

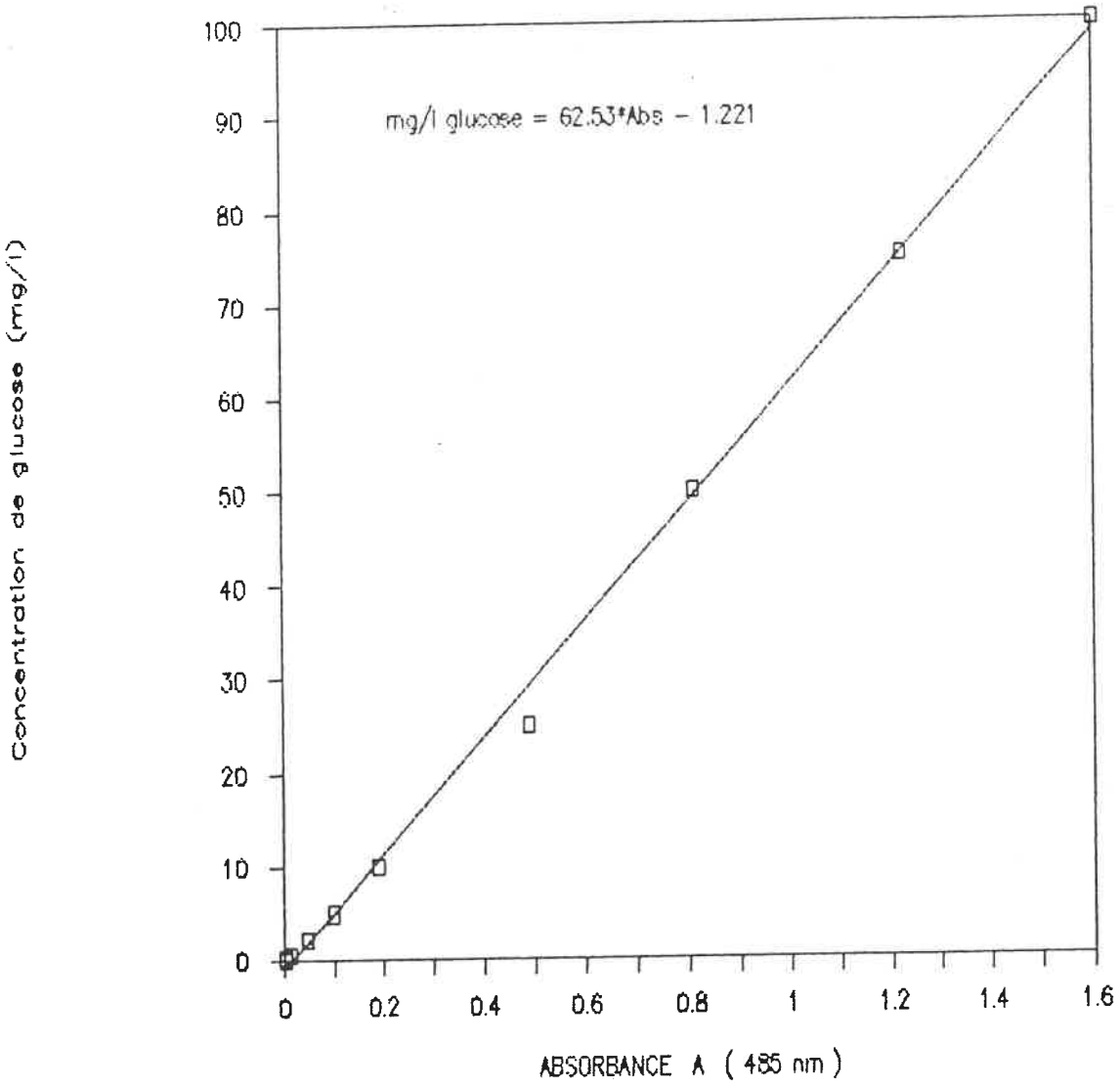

FIGURE C.2 : Courbe de calibration - concentration de glucose.

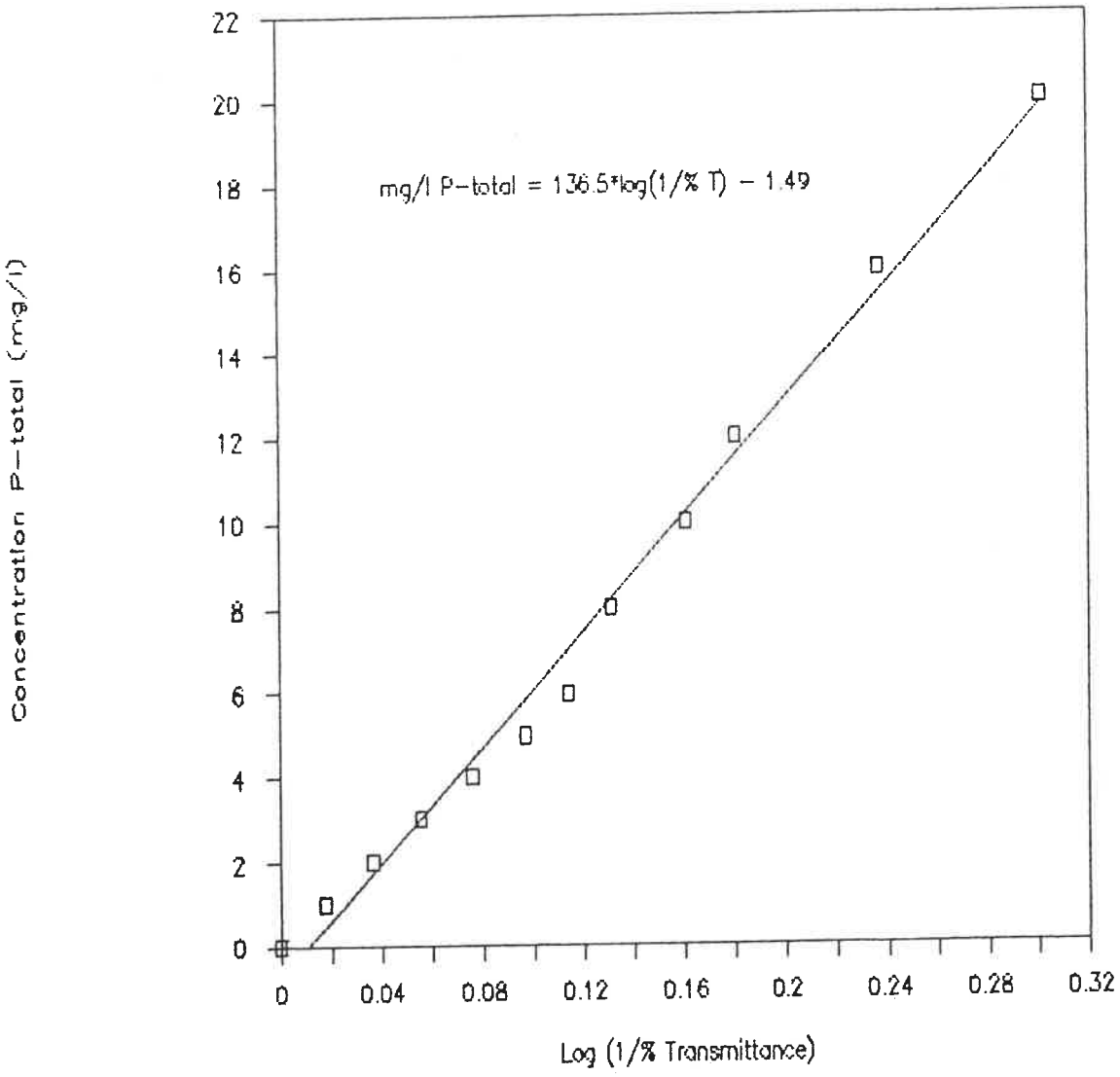

FIGURE C.3 : Courbe de calibration - concentration de phosphore total.

ANNEXE D

Temps de réponse de la sonde à oxygène dissous.

La figure D.1 illustre le temps de réponse de la sonde à oxygène dissous. La constante de temps de l'électrode a été déterminée par le temps requis pour que la sonde mesure 63,2 % d'un changement de type échelon, soit 8,2 secondes.

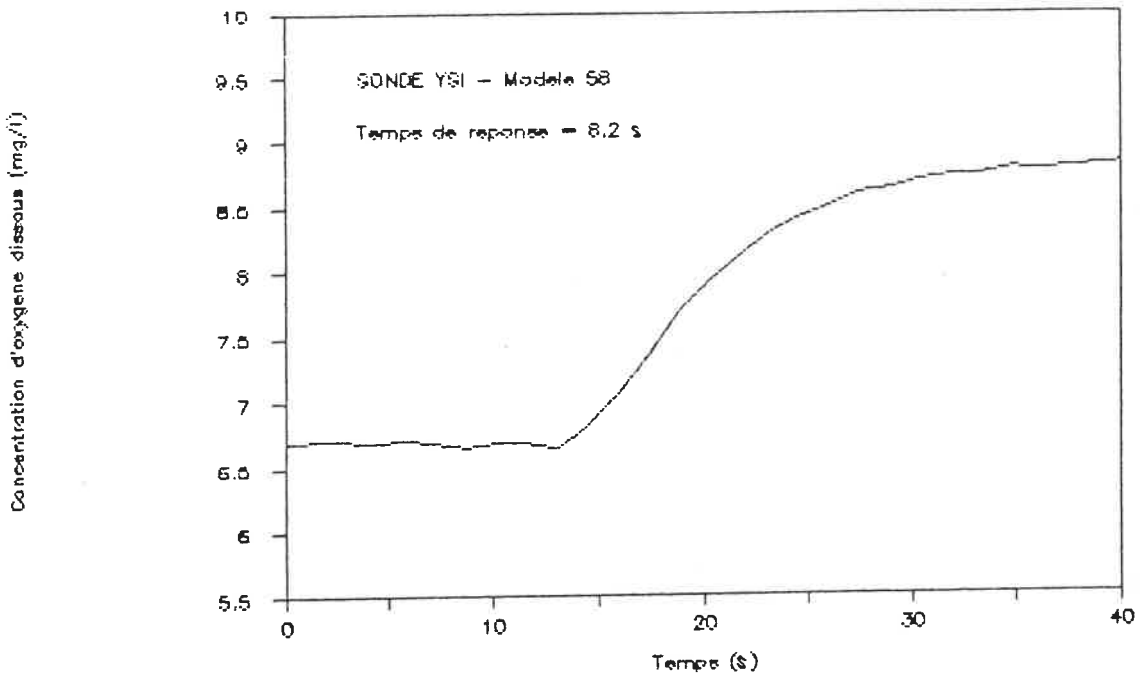

FIGURE D.1 : Temps de réponse de la sonde à oxygène dissous.

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL
3 9334 00275885 0