UNIVERSITE DE MONTREAL

ETUDE D'UN REACTEUR A BIOFILM A FLUIDISATION INVERSEE POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USEES

par

Soraya GAVIDIA

DEPARTEMENT DE GENIE CHIMIQUE

ECOLE POLYTECHNIQUE

MEMOIRE PRESENTE EN VUE DE L'OBTENTION

DU GRADE DE MAITRE ES SCIENCES APPLIQUEES (M.Sc.A.)

mai 1990

c Soraya Gavidia 1990

National Library of Canada
Bibliothèque nationale du Canada

Canadian Theses Service
Service des thèses canadiennes

Ottawa, Canada
K1A 0N4

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.

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.

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 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 0-315-58935-3

Canada

UNIVERSITE DE MONTREAL

ECOLE POLYTECHNIQUE

Ce mémoire intitulé:

ETUDE D'UN REACTEUR A BIOFILM A FLUIDISATION INVERSEE POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USEES

présenté par: Soraya Gavidia

en vue de l'obtention du grade de: M.Sc.A.

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de:

M. Danilo KLVANA, Ph.D., président.

M. Claude CHAVARIE, Ph.D., directeur de recherche.

M. Iordan NIKOV, Ph.D., membre.

à ma famille

SOMMAIRE

Ce travail consiste en une étude préliminaire pour caractériser les principaux paramètres susceptibles d'affecter la performance et les caractéristiques d'un réacteur à biofilm à fluidisation inversée (RBFI) pouvant servir au biotraitement des eaux usées. Cet appareil combine les avantages des réacteurs à lit fluidisé avec ceux des réacteurs "air-lift". Le processus d'érosion du biofilm et le phénomène de transfert d'oxygène dans le réacteur ont été particulièrement étudiés.

La charge polluante a été représentée par une solution de glucose. Les microorganismes utilisés étaient constitués d'une culture mixte provenant d'une usine d'épuration des eaux usées. Le lit fluidisé inverse était formé de billes de polystyrène expansé qui constituaient le milieu de support de la biomasse. Le dispositif de contrôle de l'épaisseur du biofilm était formé d'un lit de cylindres d'acier placé juste au-dessus de l'aérateur.

Un modèle interprétatif du processus d'érosion du biofilm a été établi en divisant le réacteur en quatre zones d'érosion. L'impact de ces zones d'érosion se manifeste par le développement d'un profil d'épaisseur de biofilm selon la hauteur du lit fluidisé dans la section annulaire du réacteur et ce, malgré l'absence de distribution dans la taille initiale des particules-

support.

Le dispositif de contrôle de l'épaisseur du biofilm utilisé s'est avéré efficace et le taux d'enlèvement du biofilm variait en fonction du diamètre des bioparticules. Une tendance au contrôle de l'épaisseur du biofilm dans des limites définies, soit entre 50 et 80 micromètres, a été observée après chaque période d'érosion.

Un fort profil de concentration d'oxygène a été mesuré dans la section annulaire du réacteur.

Un modèle de transfert d'oxygène a été développé en se basant sur les caractéristiques observées. Le réacteur a été considéré comme étant parfaitement mélangé dans la section du tube central et en écoulement piston dans la section annulaire; la cinétique de consommation d'oxygène a été supposée d'ordre zéro dans l'intervalle étudié et la concentration de biomasse dans la zone d'aération, négligeable.

L'influence du débit d'alimentation d'air sur le transfert d'oxygène a montré qu'au-delà d'un débit d'air de 105 mL/s, le coefficient de transfert d'oxygène pour ce système s'est maintenu constant à 0.01 s^{-1}.

Des expériences réalisées avec des particules-support de taille optimale selon le modèle de simulation utilisé, soit 0.88 millimètres de diamètre, se sont avérées inopérationnelles, tandis que des particules de taille supérieure, soit 1.26 millimètres de diamètre, ont bien

fonctionné.

La stabilité à long terme du procédé, en termes de taux de consommation de substrat, s'est avérée satisfaisante avec des taux de consommation de glucose de l'ordre de 570 et 250 mg/L.h correspondant à des temps de retention hydrauliques de 1 et 2.8 heures respectivement.

ABSTRACT

The aim of this research project was to conduct a preliminary study for the biofilm erosion process and the oxygen transfer phenomenum in an inverse fluidized bed biofilm reactor (IFBBR) applicable to the wastewater treatment. The IFBBR combines the inverse fluidized bed reactors characteristics with those of air-lift reactors.

The wastewater BOD and COD was simulated by a glucose solution, the microorganisms were a mixed culture, and the inverse fluidized bed was formed by expanded polystyren bills as biomass support. The biofilm erosion device was formed of a small stainless steel cylinder bed placed just at the top of the aeration inlet.

The results lead to the development of an interpretative model of the biofilm erosion process where the reactor is divided in four erosion zones. The impact of these zones translates into a biofilm thickness profile according to the fluidized bed hight on the annular section. This phenomenum took place even though a distribution of the initial particle size was absent.

The biofilm control device used here proved to be efficient and the biofilm erosion rates showed to vary in fonction of the diameter of bioparticles. After each period of erosion the biofilm thickness was found to be between 50 and 80 micrometers.

A mathematical model for oxygen transfer has been developed based on the observed characteristics of the reactor, such as the oxygen concentration profile in the annular section. The reactor has been considered as completely mixed in the central tube section and as plug flow in the annular section. Zero ordre kinetics with respect to oxygen and negligible biomass concentration in the aeration zone have also been supposed.

The influence of air flow rate on the oxygen transfer has shown that for flow rates higher than 105 mL/s the oxygen transfer coefficient becomes constant at 0.01 s^{-1}.

Particles size has shown to be non-operational at 0.88 millimeters of diameter while bigger particles, 1.26 millimeters in diameter, demostrated a satisfactory operation.

Process long term stability, in terms of substrate uptake rate, has been satisfactory with glucose uptake rates of 570 and 250 mg/L.h at hydraulic retention times of 1 and 2.8 hours respectivelly.

REMERCIEMENTS

Je voudrais exprimer ma reconnaissance à tous ceux qui ont contribué, d'une façon ou d'une autre, à la réalisation de cette maîtrise et très particulièrement les personnes suivantes:

Mon directeur de recherche, M. Claude Chavarie, pour ses conseils et discussions tout au long de ce travail.

M. Dimitar Karamanev, pour sa grande contribution par ses conseils techniques et son expérience sur les RBFI au cours de la première année de recherche.

M. Danilo Klvana, pour son support constant au groupe de recherche sur les RBFI.

M. Alain Garnier, pour ses discussions et recommandations très productives et enrichissantes.

Mes collègues les étudiants, les professeurs, techniciens et sécretaires du département.

Je voudrais également remercier l'Institut de Recherche en Biotechnologies pour son support matériel et financier.

TABLE DES MATIERES

	PAGE
SOMMAIRE	v
ABSTRACT	viii
REMERCIEMENTS	x
LISTE DES FIGURES	xiv
LISTE DES TABLEAUX	xvii
LISTE DES SYMBOLES	xviii
1-INTRODUCTION	1
2-CHAPITRE I: CADRE THEORIQUE	5
2.1-Revue de la documentation	5
2.2-Le réacteur à biofilm à fluidisation inverse	11
2.3-Facteurs importants dans l'opération des RBFI	13
2.3.1-Facteurs affectant les microorganismes	14
2.3.1.1-Exigences nutritionnelles	15
2.3.1.2-Facteurs environnementaux	18
2.3.1.3-Facteurs affectant l'adhésion des microorganismes aux surfaces	20
2.3.1.4-Relations cinétiques	23
2.3.2-Facteurs affectant la performance du RBFI	27
2.3.2.1-Le biofilm	28
2.3.2.2-Le lit fluidisé	31
2.3.2.3-Le transfert de matière	32
3-CHAPITRE II: METHODE EXPERIMENTALE	35
3.1-Description du montage	35
3.2-Composition de l'alimentation	40

PAGE

3.3-Procédure expérimentale 41

3.4-Procédure analytique 43

3.4.1-Mesures effectuées 43

3.4.1.1-Concentration de glucose 43

3.4.1.2-Concentration de la biomasse en suspension 44

3.4.1.3-Concentration de la biomasse fixée 44

3.4.1.4-Epaisseur du biofilm humide 45

3.4.1.5-Expansion du lit fluidisé 45

3.4.1.6-Concentration d'oxygène dissous 45

3.4.2-Provenance de la biomasse utilisée 46

4-CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSION COMPORTEMENT DU RBFI 47

4.1-Cinétique de la culture mixte 48

4.1.1-Cinétique de la culture mixte en suspension 48

4.1.2-Cinétique de la culture mixte fixée 51

4.2-Performance du RBFI en fonction de différents paramètres 52

4.2.1-Taille des particules-support 52

4.2.2-Stabilité à long terme 54

4.2.3-Utilisation de l'érodeur 58

4.2.3.1-Modèle interprétatif du processus d'érosion du biofilm 58

4.2.3.2-Expériences réalisées 62

4.2.4-Concentration d'oxygène dissous 82

PAGE

5-CHAPITRE IV: RESULTATS ET DISCUSSION
TRANSFERT D'OXYGENE DANS LE RBFI 87
5.1-Modèle de transfert d'oxygène proposé 88
5.2-Expériences réalisées 96
5.2.1-Réacteur opéré avec de l'eau 97
5.2.2-Réacteur opéré avec de la biomasse en suspension 103
5.2.3-RBFI biomasse immobilisée 107
5.3-Vérification du modèle proposé 118
5.4-Comparaison des résultats obtenus avec les trois expériences 123
6-CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS 126
7-REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES 133
8-ANNEXE 140

LISTE DES FIGURES

	PAGE
Figure 1: Schéma du RBFI.	12
Figure 2: Schéma du montage utilisé.	38
Figure 3: Lineweaver-Burk pour la cinétique de la culture mixte en suspension.	50
Figure 4: Stabilité à long terme du RBFI. Taux de consommation de glucose vs temps. Concentration de biomasse en suspension vs temps.	56
Figure 5: Stabilité à long terme du RBFI. Epaisseur du biofilm vs temps.	57
Figure 6: Quatre zones d'érosion dans le RBFI.	59
Figure 7a: RBFI avec érodeur. Epaisseur du biofilm vs temps.	65
Figure 7b: RBFI avec érodeur. Expansion du lit vs temps.	66
Figure 7c: RBFI avec érodeur. Concentration de biomasse en suspension vs temps.	67
Figure 7d: RBFI avec érodeur. Consommation du glucose vs temps.	68
Figure 8: RBFI sans érodeur.	78

PAGE

Figure 9: Profil de concentration d'oxygène dissous. RBFI avec érodeur. 83

Figure 10: Profil de concentration d'oxygène dissous. RBFI sans érodeur. 85

Figure 11: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption. Réacteur avec de l'eau. 98

Figure 12: Variation du coefficient de transfert d'oxygène en fonction du débit d'air. Réacteur avec de l'eau. 101

Figure 13: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption. Réacteur avec de la biomasse en suspension. 104

Figure 14: Variation du coefficient de transfert d'oxygène en fonction du débit d'air. Réacteur avec biomasse en suspension. 106

Figure 15: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 90 mL/s. RBFI. 110

Figure 16: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 105 mL/s. RBFI. 111

Figure 17: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 120 mL/s. RBFI. 112

PAGE

Figure 18: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 140 mL/s. RBFI. 113

Figure 19: Variation du coefficient de transfert d'oxygène en fonction du débit d'air. RBFI. 117

Figure 20: Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 90 mL/s. 119

Figure 21: Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 105 mL/s. 120

Figure 22: Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 120 mL/s. 121

Figure 23: Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 140 mL/s. 122

Figure 24: Comparaison des coefficients de transfert d'oxygène obtenus avec les trois systèmes étudiés: eau, biomasse en suspension et RBFI. 125

LISTE DES TABLEAUX

		PAGE
Tableau 1:	Caractéristiques du montage utilisé.	39
Tableau 2:	Cinétique de la culture mixte en suspension.	49
Tableau 3:	Tableau récapitulatif des conditions d'érosion du biofilm. Réacteur opéré érodeur.	76
Tableau 4:	Coefficients de transfert d'oxygène. Réacteur avec de l'eau.	102
Tableau 5:	Coefficients de transfert d'oxygène. Réacteur avec biomasse en suspension.	105
Tableau 6:	Coefficients de transfert d'oxygène. RBFI.	115
Tableau 7:	Moyenne arithmétique des coefficients de transfert d'oxygène pour chaque débit d'air. RBFI.	116
Tableau 8:	Comparaison des coefficients de transfert d'oxygène obtenus pour les trois systèmes étudiés: eau, biomasse en suspension et RBFI.	124

LISTE DES SYMBOLES

a = surface volumique de transfert gaz-liquide, [m^2/m^3].

A = surface totale de transfert d'oxygène gaz-liquide, [m^2].

C = concentration d'oxygène dissous dans le liquide, [mg/L].

C^* = concentration de saturation d'oxygène, [mg/L].

C' = variable de déviation de la concentration d'oxygène, [mg/L].

D = taux de dilution, [h^{-1}].

D_{BP} = diamètre des bioparticules, [mm].

D_{bulle} = taille des bulles de gaz dans le tube central, [mm].

dp = diamètre des particules-support, [mm].

F = débit volumique de substrat, [mL/h].

f = est fonction de (....)

G = débit volumique de gaz, [mL/s].

He = hauteur du lit de l'érodeur, [cm].

K = constante de proportionnalité des concentrations de biomasse, [-]

K_s = constante du taux de moitié, [mg/L].

K_L = coefficient de transfert d'oxygène, [m/s].

L = débit de recirculation du liquide, [m^3/s].

r_{EB} = taux d'érosion dans la zone d'aération, [$\mu m/j$].

r_{Ee} = taux d'érosion dans la zone de l'érodeur, [$\mu m/j$].

r_{EF} = taux d'érosion dans la zone du lit fluidisé, [μm/j].

r_{Ein} = taux d'érosion dans la zone d'effet d'entrée, [μm/j].

rS = taux de consommation de substrat, [mg/L.h].

rX = taux de consommation d'oxygène, [mg/L.h].

S = concentration de substrat, [mg/L].

t = temps, [s].

U_G = vitesse du gaz, [m/s].

U_L = vitesse du liquide, [m/s].

V = volume, [mL].

V_L = volume au-dessus de la sonde à oxygène, [mL].

X = concentration de la biomasse, [mg/L].

ϵ = fraction de vide dans le lit de l'érodeur, [-].

μ_m = taux maximal de croissance de la biomasse, [h^{-1}].

ρ_{BP} = masse volumique de la bioparticule, [g/mL].

INDICES:

1 = dans l'annulus du réacteur

2 = dans la tube central du réacteur

ex = à l'entrée du tube central

in = à la sortie du tube central

∞ = à l'état limite stationnaire

o = initial

1-INTRODUCTION

Les réacteurs à biofilm à fluidisation inversée (RBFI) représentent un nouveau concept en matière de procédés de traitement biologique. Conçus originalement dans le Laboratoire Central de Génie Chimique de l'Académie des Sciences de la Bulgarie, ces appareils visent l'amélioration des unités déjà existantes à travers le développement d'un bioréacteur à haute productivité et économiquement rentable.

Les études menées jusqu'à présent montrent que les réacteurs à biofilm permettent une concentration en biomasse par unité de volume beaucoup plus élevée que dans le cas de cultures libres (Atkinson 1981); en biotraitement des eaux usées, le facteur de concentration peut se situer entre 5 et 10. Par conséquent, les taux des réactions microbiologiques sont beaucoup plus importants dans les procédés à biofilm qu'en culture libre si les phénomènes diffusionnels intrafilm sont négligeables.

Les procédés à biofilm utilisés actuellement (réacteur à filtre ruisselant, réacteur à biodisques rotatifs, réacteur à lit fluidisé, etc.) voient leur efficacité limitée par des problèmes tel que la croissance incontrôlée du biofilm qui mène à des limitations diffusionnelles. De

plus, quant aux procédés de fluidisation conventionnels, ceux-ci s'avèrent peu rentables, vu le besoin de soutirer continuellement une partie des bioparticules vers une unité de séparation extérieure de façon à réaliser la séparation mécanique de la biomasse en excès pour procéder ensuite à la recirculation des particules nettoyées (Shieh et al 1980).

Les RBFI présentent l'avantage de regrouper dans une seule unité le milieu de support de la biomasse (le lit fluidisé), l'aérateur, le système de recirculation et le dispositif de contrôle de l'épaisseur du biofilm. Ceci est possible grâce à l'action combinée dans une même unité de deux techniques, le gazosiphon et la fluidisation inversée.

Jusqu'à aujourd'hui, les réacteurs à lit fluidisé avec biofilm ont été étudiés à l'échelle réduite pour des traitements des eaux domestiques et industrielles. Même si la faisabilité de cette technique a été démontrée, la cinétique et la mécanique du procédé sont encore mal définies, et les moyens de contrôle de la croissance du biofilm doivent être encore améliorés.

Des études à cet égard sont réalisées à l'Ecole Polytechnique de Montréal, au département de Génie Chimique, où un groupe de chercheurs tâchent de développer

des modèles cinétiques et hydrodynamiques applicables aux RBFI pour diverses conditions d'opération. Un modèle dit de première génération a été développé en se basant sur les caractéristiques du RBFI opéré avec Thiobacillus ferrooxidans (Chavarie et al 1985 et Chavarie et Karamanev 1986).

Les objectifs du travail présenté ici visent la détermination et la quantification du processus d'érosion du biofilm et du phénomène de transfert d'oxygène dans un RBFI applicable au traitement des eaux usées opéré avec une culture mixte.

La performance du réacteur, est analysée par l'observation des facteurs suivants:

- la taille des particules-support de la biomasse,
- l'action de l'érodeur utilisé,
- la stabilité à long terme du procédé,
- la concentration d'oxygène dissous selon la hauteur dans l'annulus du réacteur,

et, enfin,

- l'effet du débit d'alimentation d'air sur le transfert d'oxygène dans le liquide.

La DCO et la DBO des eaux usées ont été simulées par un substrat synthétique simple, une solution de glucose, et les microorganismes utilisés étaient des cultures mixtes effectivement mises en oeuvre industriellement dans le biotraitement des eaux usées. Le milieu de support de la biomasse dans le RBFI était constitué de billes de polystyrène expansé et l'érodeur utilisé était constitué d'un lit de cylindres d'acier dont le nombre et les dimensions étaient connues.

Le processus d'érosion du biofilm a été analysé par l'observation de l'évolution de l'épaisseur du biofilm selon les périodes antérieures et postérieures à l'installation du dispositif de contrôle du biofilm et à l'expansion complète du lit fluidisé. Un suivi du profil d'épaisseur du biofilm selon la hauteur dans la section annulaire était réalisé à cet effet.

Le phénomène de transfert d'oxygène était analysé par la détermination du coefficient de transfert d'oxygène dans le liquuide ($K_L a$) pour différents débits d'alimentation d'air. A titre comparatif, trois systèmes ont été analysés soit, le réacteur opéré avec de l'eau, le réacteur opéré avec de la biomasse en suspension et le RBFI proprement dit.

2-CHAPITRE I: CADRE THEORIQUE:

2.1-Revue de la documentation

Les travaux de recherche réalisés dans la caractérisation et modélisation des réacteurs à biofilm à fluidisation inversée sont assez récents. On peut considérer que les RBFI constituent une version améliorée des bioréacteurs à lit fluidisé. C'est pourquoi les recherches réalisées sur ces derniers sont d'intérêt et représentent un outil de base à la formulation des modèles applicables aux RBFI.

Notamment, il faut citer les travaux réalisés par Shieh et al (1980). Ceux-ci ont présenté un modèle complet des réacteurs à lit fluidisé, incluant plusieurs des paramètres à considérer lors du design desdits réacteurs. Un modèle pour le biofilm, un pour le lit fluidisé, et un autre pour le flux de matière dans le réacteur ont été établis, ainsi que les limites d'application et les hypothèses de design. L'épaisseur du biofilm et la taille des particules-support ont été considérées comme les paramètres les plus importants dans la performance des réacteurs à lit fluidisé. Les effets du transfert de masse externe et de la dispersion axiale ont été considérés comme étant négligeables. Aussi, il a été affirmé que l'épaisseur

du biofilm et la concentration en biomasse pouvaient être prédits par la vitesse superficielle, le degré d'expansion du lit et le type et volume des particules-support.

L'application de ces principes lors du design des RBFI se voit limitée par le fait qu'ils doivent être complémentés par une modélisation du gazosiphon (n'existant pas dans les réacteurs à lit fluidisé), ainsi que par la considération des résistances hydrodynamiques additionnelles créées par le dispositif de contrôle du biofilm se trouvant à l'intérieur du RBFI.

Les RBFI ont été principalement développés à partir des travaux de Nikolov et Karamanev (1982) en Bulgarie, lorsqu'ils ont réussi à breveter leur découverte. Ils ont alors travaillé sur l'utilisation possible de ces réacteurs dans le traitement des eaux usées, à l'aide d'une culture mixte composée de microorganismes hétérotrophes et aérobies. Le substrat consistait en une solution de glucose et autres nutriments alimentés à différents débits et à des concentrations variables. Le milieu de support de la biomasse était formé d'un polyéthylène granulé de taille et densité connues. La comparaison du RBFI avec un réacteur "air-lift" a été réalisée et il a été démontré que, pour différents taux de dilution, le pourcentage de conversion du substrat est environ quatre fois supérieur dans le cas

du RBFI tandis que le taux maximal d'enlèvement du substrat était supérieur par un facteur de 15 pour le RBFI.

La possibilité de formation de biofilms à partir de procédés en culture pure tels que l'oxydation bactériologique des sulfates ferreux par Thiobacillus ferrooxidans, la production d'éthanol, la production d'acide citrique et autres a motivé l'expérimentation des RBFI avec des cultures pures, spécifiquement dans l'oxydation des sulfates ferreux. On peut citer principalement les travaux de Nikolov et Karamanev (1984) dans lesquels ils ont proposé un modèle préliminaire du comportement des RBFI, en travaillant sur l'oxydation des sulfates ferreux par Thiobacillus ferrooxidans. Ce modèle a été comparé à des observations expérimentales dont la corrélation avec le modèle a été démontrée, sauf pour le profil de concentration d'oxygène qui a présenté une déviation.

Une simulation des RBFI a été présentée par Chavarie et al (1985) et par Chavarie et Karamanev (1986). Ces auteurs se sont basés sur les observations faites par Nikolov et Karamanev (1984) pour présenter une version corrigée et approfondie du modèle préliminaire, qu'on a appelé le "modèle de première génération". Dans la simulation, le réacteur a été considéré comme étant

parfaitement agité, sans effets de dispersion axiale, et la diffusivité effective de l'oxygène a été estimée selon les observations usuelles en traitement des eaux usées. La cinétique par rapport à l'oxygène a été supposée d'ordre zéro et l'effet des microorganismes en suspension dans le réacteur, négligeable. L'hydrodynamique du RBFI a été bien établie à travers la modélisation du gazosiphon, du lit fluidisé inversé, et la considération de la friction additionnelle créée par le dispositif de contrôle du biofilm. L'épaisseur du biofilm a été supposée uniforme sur toute la hauteur du lit fluidisé inverse dans le réacteur. La biocinétique et les phénomènes de transfert de matière ont également été définis.

Le modèle a été intégré numériquement sur ordinateur selon un algorithme où les principaux paramètres et variables d'entrée sont: les caractéristiques du réacteur utilisé, les propriétés physiques et cinétiques de la solution à traiter et du biofilm, et les conditions d'opération. On obtient alors de l'information sur le taux de conversion du substrat dans le réacteur, le diamètre des bioparticules, la concentration de substrat et d'oxygène et la diffusivité effective de l'oxygène dans le biofilm.

D'autres travaux ont été réalisés par Karamanev (1987) afin de confirmer expérimentalement et mettre à l'épreuve les hypothèses émises pour la réalisation du "modèle de première génération". Cet auteur a réalisé une étude hydrodynamique du bioréacteur opéré sans microorganismes et a démontré que la distribution du temps de rétention suit la loi de mélange parfait dans un réacteur à l'échelle de laboratoire. A partir des observations tirées de ses études cinétiques et hydrodynamiques avec le réacteur opéré avec Thiobacillus ferroxidans, il a proposé le "modèle de deuxième génération".

Ce deuxième modèle diffère essentiellement du premier en tenant compte d'un gradient d'épaisseur de biofilm selon la hauteur du lit fluidisé inverse dans le réacteur. Le modèle n'a pas été établi en entier, faute de connaissances plus approfondies sur la mécanique d'érosion du biofilm et sur le comportement du lit triphasique. L'auteur a donc proposé, pour l'établissement de ce modèle, des études expérimentales sur le transfert de matière et sur l'hydrodynamique avec des réacteurs opérés avec et sans microorganismes.

La formulation de ces modèles a donc contribué à orienter les études de recherche à poursuivre (notamment dans la détermination des paramètres et variables

susceptibles d'altérer la performance des RBFI), de manière à éprouver leur validité et application sur une plus ample gamme de conditions opératoires et de configurations physiques.

2.2-Le réacteur à biofilm à fluidisation inversée

Avant de procéder à une étude des réacteurs à biofilm à fluidisation inversée, il faut examiner leur structure ainsi que leur principe de fonctionnement.

Un schéma d'un RBFI est donné à la Figure 1. Le réacteur est constitué principalement 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 est placé à la base du tube central créant de cette façon un courant gazeux qui, en plus de permettre l'oxygénation de la solution à traiter, entraîne par siphonnage le liquide qui se trouve dans l'espace annulaire et provoque ainsi une recirculation interne continue entre la zone centrale et l'annulus. Des particules de masse volumique très inférieure à la solution à traiter, un polymère expansé par exemple, sont placées dans l'espace annulaire. On produit une fluidisation inversée lorsque le courant de recirculation interne réussit à entraîner vers le bas ces particules qui ont naturellement tendance à flotter. Une fois fluidisées, les particules offrent une grande surface de contact sur laquelle peuvent se fixer spontanément des microorganismes. La croissance du biofilm, au cours de la transformation du substrat, entraîne une augmentation de la masse volumique

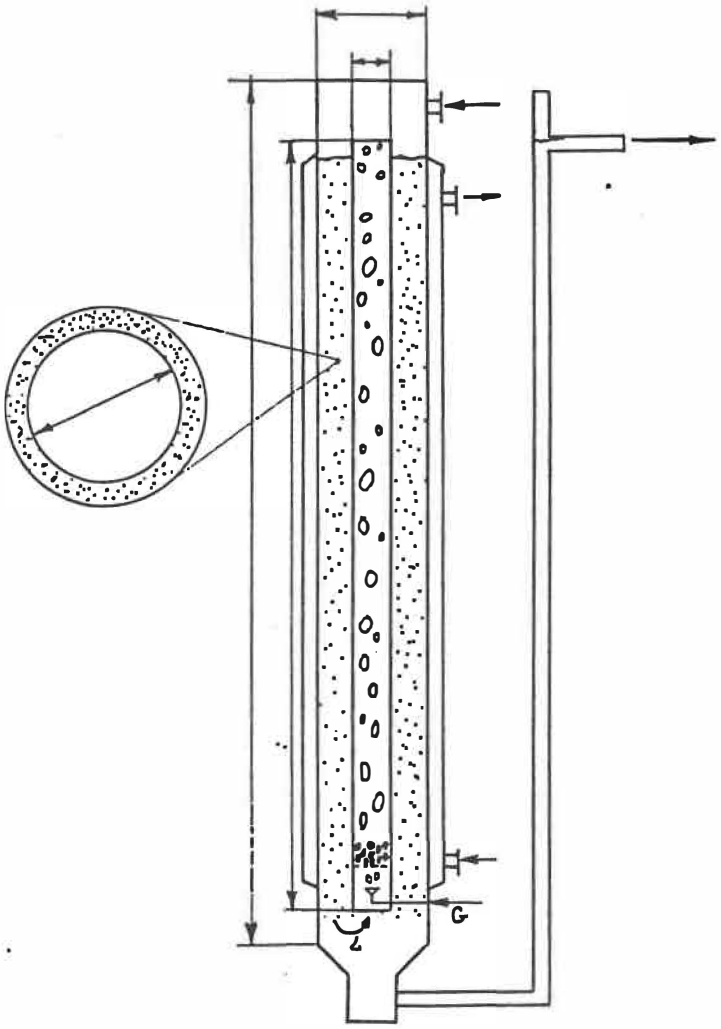


Figure 1: Schéma du RBFI

de l'ensemble support-biofilm (bioparticule) et ainsi, une expansion vers le bas de la couche originale. Lorsque le lit expansé atteint la base du tube central, les bioparticules sont entraînées dans le gazosiphon. Elles passent à travers le lit de graviers grossiers et là, grâce au cisaillement et à la friction, une partie du biofilm est continuellement enlevée de sorte que, en régime permanent, une épaisseur constante de biofilm recouvre les bioparticules.

La solution à traiter est continuellement alimentée en tête du réacteur, tandis que les microorganismes en excès et l'effluent sont continuellement retirés à la base.

2.3-Facteurs importants dans l'opération des RBFI

Tout procédé de biotraitement prenant place dans un réacteur est sujet à des changements dans la composition et dans la concentration des substances qui y sont impliquées. Ces changements, causés principalement par des phénomènes de transport de matière et par des réactions qui prennent place dans le réacteur, constituent des facteurs importants dans la définition du procédé. Leur identification et quantification deviennent alors essentielles vu qu'ils affectent directement les caractéristiques requises du réacteur pour un dégré spécifique de biotraitement.

Dans l'étude qui nous intéresse, ces facteurs peuvent être divisés en deux catégories principales:

* Facteurs affectant les microorganismes et, par conséquent, la cinétique du procédé.

* Facteurs affectant la performance et les caractéristiques du RBFI.

2.3.1-Facteurs affectant les microorganismes

Lors d'un procédé de biotraitement, il est important de connaître la vitesse à laquelle les composantes polluantes (telle que la matière organique) sont enlevées de la solution à traiter, de même que la vitesse à laquelle la biomasse est produite dans le réacteur. Ce sont des paramètres caractéristiques à chaque biosystème et, afin de pouvoir les évaluer, il faut tenir compte des conditions opérationnelles requises pour le bon développement des microorganismes impliqués dans le biotraitement. Parmi les plus importantes conditions pour le RBFI, on peut citer:

* les exigences nutritionnelles;
* les facteurs environnementaux;
* les facteurs affectant l'adhésion des microorganismes aux surfaces
* la relation existant entre la croissance microbienne et l'utilisation du substrat.

2.3.1.1-Exigences nutritionnelles

La culture mixte utilisée dans cette étude se compose d'organismes hétérotrophes, chémotrophes et aérobies. Ils requièrent des formes de carbone relativement complexes comme source nutritionnelle telle le glucose. Ces microorganismes emploient aussi des réactions d'oxydo-réduction comme génératrices d'énergie et ils ont besoin d'oxygène pour leur métabolisme (Benefield et Randall 1980).

On peut définir de façon globale la réaction qui prend place entre les microorganismes et le substrat (le glucose) comme étant la suivante:

$$\text{Biomasse} + C_6H_{12}O_6 + 6\ O_2 \text{ ------> } 6\ CO_2 + 6\ H_2O + \text{Biomasse}$$

(hétérotrophe, chémotrophe, aérobie)

En plus de la source de carbone, les microorganismes ont besoin de quantités minimales d'azote, de phosphore, de potassium et de calcium pour la synthèse de nouveau tissus cellulaire et pour leurs activités métaboliques.

Le calcium et le potassium sont généralement présents dans l'eau en quantité suffisante pour satisfaire les besoins des microorganismes. L'azote et le phosphore, par

contre, sont fréquemment en déficience dans les eaux et doivent être ajoutés pour atteindre l'efficacité optimale de la cinétique microbienne (Benefield et Randall 1980; Eckenfelder et O'Connor 1961).

Il a été largement montré qu'un rapport DBO:N:P de 100:5:1 dans un effluent assure généralement une nutrition adéquate dans un procédé de boues activées avec culture mixte (Atkinson 1974, Benefield et Randall 1980; Eckenfelder et O'Connor 1961).

Des changements dans le rapport nutriments/ microorganismes (F/M) conduisent à une réponse biologique manifestée par un changement de l'équilibre des espèces. Des déficiences d'azote et de phosphore, ou bien un excès de charge organique, DBO, peuvent affecter la population des boues activées en favorisant le développement de microorganismes filamenteux, auxquels on attribue principalement la détérioration de la décantabilité des boues. Dans un système de boues activées où la séparation se réalise par décantation, ceci devient un facteur très important.

Ford et Eckenfelder (1967) ont étudié l'effet de la charge organique imposée à un système de boues activées sur la décantabilité des boues. Ils ont trouvé que, pour des

eaux usées domestiques, le développement des microrganismes filamenteux correspondait bien à un appauvrissement dans la qualité de la sédimentation des boues, et ceci arrivait à des charges organiques supérieures à 1 mg de DBO/jour/mg de MSS.

Jones (1965) a rapporté que dans des systèmes déficients en azote et phosphore l'espèce Sphaerotilus natans, espèce filamenteuse, maintient un avantage compétitif sur le reste de la population microbienne.

Il a été aussi bien établi que quelques espèces de microorganismes filamenteux peuvent résister à des conditions de déficience en oxygène et à des variations de pH assez larges. A titre d'exemple, pour un système avec des microorganismes filamenteux, les besoins en azote pour une opération efficace, soit 90% d'enlèvement, représente seulement 20 % du niveau recommandé pour les boues activées (DBO:N = 100:1) lorsque le système est opéré à pH neutre; cependant, ce rapport devient égal à 45:1 lorsque le pH est de 2.65.

Randall et al (1972) et Ford et Eckenfelder (1967) présentent de nombreux autres auteurs qui ont observé les mêmes phénomènes et qui ont conclu que la détérioration de la décantabilité des boues activées était reliée à des

populations microbiennes spécifiques qui se développent sous des conditions données. En dépit de l'orientation de leur recherche, les chercheurs ont remarqué que les microorganismes filamenteux présentent des propriétés avantageuses du point de vue traitement des eaux. Par exemple, il a été observé fréquemment que, pour le même effluent, des boues qui présentaient des problèmes de décantabilité produisaient un surnageant hautement plus purifié en termes de DBO que celui provenant de boues activées normales. Cette performance a été attribuée à la capacité des microorganismes filamenteux d'exposer une plus grande surface de contact avec le liquide et, par conséquent, d'extraire la nourriture du milieu plus efficacement que les boues activées typiques.

2.3.1.2-Facteurs environnementaux

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

Dans le cas de cultures mixtes pour le traitement des eaux usées, il a été observé que ces paramètres ne sont pas délimités rigoureusement. A l'exception des prérequis en oxygène, la croissance de la culture mixte n'est pas grandement affectée par des variations de température et de pH.

On trouve ainsi dans le traitement des eaux usées une marge de manoeuvre permettant des pH variant entre 6 et 9, l'intervalle optimal se situant entre 7.0 et 7.5. La température optimale de croissance se situe entre 25 et 30°C, mais elle peut varier de ± 10°C sans provoquer d'altérations considérables (Benefield et Randall 1980; Eckenfelder et O'Connor 1961).

Quant aux besoins en oxygène, on a déjà mentionné que notre culture mixte est aérobie. Les microorganismes utilisent donc l'oxygène moléculaire comme accepteur final d'électrons, ce qui leur donne la capacité d'oxyder le substrat complètement et ainsi d'obtenir une plus grande quantité d'énergie par quantité de substrat consommée.

La concentration optimale en oxygène pour une culture mixte dépend de la quantité de substrat consommée. Elle est théoriquement établie à l'aide de la réaction d'oxydation du substrat. La littérature cite une valeur minimale comprise entre 0.2 et 0.5 mg d'O_2/L (Eckenfelder et O'Connor 1961) dans le cas du biotratement des eaux usées; pour des valeurs supérieures, le taux de respiration bactérienne devient indépendant de la concentration en oxygène.

2.3.1.3-Facteurs affectant l'adhésion des microrganismes aux surfaces.

L'adhésion des microorganismes aux surfaces est un phénomène complexe dans lequel sont impliqués plusieurs paramètres tels que la nature de la surface d'attachement, le type de liaison formé entre les microorganismes et la surface d'attachement, les conditions de l'environnement favorisant le métabolisme des substances extracellulaires polymériques, etc.

En effet, le type d'adhésion dite irréversible est souvent associée à la production d'un biopolymère extracellulaire généralement formé d'une couche de complexes de polysaccharides, appelés adhésines (Ellwood et al 1979). Ceux-ci sont formés à la membrane de la cellule et peuvent s'étendre à l'extérieur de la paroi jusqu'au milieu externe.

L'association entre cet adhésif bactérien et les surfaces peut être très spécifique et impliquer des interactions ligand-récepteur, comme elle peut être non-spécifique. La relation de la cause à effet entre la production de ces exopolysaccharides et le contact des cellules à la surface d'attachement est mal connue; certains auteurs suggèrent la possibilité d'un sens tactile

chez les cellules.

Parmi les facteurs qui affectent le plus l'adhésion des microorganismes aux surfaces, on retrouve les conditions de pH et la concentration de sels minéraux dans le milieu.

Une vaste revue bibliographique présentée par Ellwood et al (1979) souligne le rôle important des cations divalents dans la flocculation des bactéries. Il semblerait que certains cations divalents facilitent l'enchevêtrement et la formation des ponts polymériques dans la double couche électrique ou dans l'activité physiologique des cellules. En effet, la concentration des ions calcium et magnésium semble affecter grandement le taux d'adhésion cellulaire; toutefois, la concentration maximale de polysaccharide dans la paroi bactérienne a été trouvée lorsque la croissance se réalise sous des conditions limitantes en magnésium. La source de carbone utilisée est également citée comme facteur déterminant.

Ellwood et Tempest (1972) affirment que la concentration des ions magnésium pendant la croissance des cellules peut influencer la composition de la paroi cellulaire et supprimer la flocculation.

Crabtree et al (1966) étaient incapables de faire croître l'espèce Zoogloea ramigera à l'état d'agrégat en présence d'un excès d'azote. L'addition de la source de carbone en excès menait à une production en hydrates de carbone accumulés et la flocculation prenait place dans un intervalle de 30 minutes.

Harris et Mitchel (1975) ont fait croître l'espèce Leuconostoc mesenteroïdes avec du glucose et du sucrose comme sources de carbone pour étudier l'agrégation des cellules en fonction des conditions de croissance et de la concentration d'ions hydrogène. Les cellules alimentées au sucrose ont synthétisé du dextrane extracellulaire alors que celles alimentées au glucose n'ont pas produit ce polysaccharide. De plus, la croissance sur sucrose était stable dans un assez large intervalle de pH tandis que celle sur glucose formait des agrégats à son point isoélectrique et à des pH supérieurs à 7. Ceci suggère que le type de source de carbone peut influencer l'agrégation des cellules. Il a été postulé également que dans une population microbienne hétérogène, l'hétéroflocculation peut se produire entre les cellules qui produisent des polymères extracellulaires et celles qui n'en sécrètent pas. De façon générale, il a été observé que des populations mixtes ont une plus grande tendance à la flocculation et à l'adhésion que les monocultures (Kiuchi et al 1968).

2.3.1.4-Relations cinétiques

La relation existant entre la croissance microbienne et l'utilisation du substrat dans un système de boues activées peut être décrite par la relation de Monod, pourvu que toutes les exigences pour la croissance soient satisfaites et que la période de latence ait été dépassée.

Cette relation est basée sur le fait que la croissance microbienne dépend non seulement de la concentration en microorganismes, mais aussi de la concentration en substrat limitatif. Plus précisément, elle décrit la relation existant entre la concentration résiduelle de substrat limitatif et la vitesse de croissance spécifique de la biomasse dans le réacteur (Bailey et Ollis 1977; Benefield et Randall 1980; Eckenfelder et O'Connor 1961).

L'équation de Monod s'écrit:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m \frac{S}{K_s + S} X$$

peut être limitée par d'autres substances telles que l'azote, le phosphore ou l'oxygène.

De façon à pouvoir définir la cinétique du procédé par cette relation, il faut trouver les constantes cinétiques μ_m et K_s. Elles peuvent être obtenues expérimentalement au moyen de deux méthodes qui diffèrent essentiellement par le type de réacteur utilisé. Ces méthodes sont applicables seulement dans le cas de cultures avec biomasse en suspension.

Dans le cas de biotraitement des eaux usées avec une culture mixte, les valeurs des constantes obtenues dans la littérature sont:

μ_m comprise entre 0.16 et 0.77 h^{-1};

K_s comprise entre 22 et 500 mg/L (Benefield et Randall 1980; Eckenfelder et O'Connor 1961).

La modélisation de la cinétique de croissance en biofilm diffère de celle des cellules en suspension du fait que les cellules attachées peuvent présenter une physiologie cellulaire différente due à la production excessive d'exopolymère ou à une réponse métabolique à l'attachement. Les forces électrochimiques associées à l'adhésion ou simplement l'omission de la portion de cellule adjacente au substrat inerte peuvent être

suffisantes pour altérer le métabolisme. De plus, une fois les cellules attachées à la surface, la consommation de nutriments peut être réorientée de telle façon qu'une portion du substrat sert à la production de l'exopolymère au lieu de contribuer à la synthèse cellulaire, affectant ainsi la stoechiométrie apparente. Le taux de croissance spécifique, μ, serait donc fonction de la concentration locale et instantanée de substrat, laquelle est dictée non seulement par le taux de réaction biologique mais aussi par les résistances au transfert de masse. Dans le cas des biofilms multi-espèces, la concentration de cellules attachées peut être fonction à la fois de l'espace et du temps (Bryers 1987).

Le point le plus controversé des recherches sur le biofilm semble être justement la question d'une physiologie différente lorsque les cellules sont attachées.

Bryers (1987) accuse de nombreuses contradictions quant au comportement des cellules adhérées observé par différents chercheurs. A titre d'exemple, l'auteur présente des travaux rapportant que des cellules de Saccharomyces cerevisiae immobilisées sur des billes de verre recouvertes d'un gel présentaient une différence de physiologie très marquée par rapport à des cellules en suspension. Ces dernières possédaient une activité nettement supérieure.

D'autre part on rapporte que des cellules de Escherichia coli attachées à des membranes creuses n'exhibaient aucune différence avec les cellules en suspension et que la cinétique de Pseudomonas aeruginosa est la même en culture fixe qu'en culture libre.

Navarro et Durand (1977) affirment de leur part, qu'après fixation, le taux spécifique de réaction des microorganismes augmente.

De façon générale, pour des cultures fixées, il a été montré que le taux de bioréaction dépend de la diffusion interne du substrat et de la concentration d'oxygène; l'épaisseur du biofilm joue alors un rôle prépondérant dans la cinétique. Des études réalisées dans ce domaine sont mentionnées dans la section "le biofilm", présentée plus bas.

2.3.2-Facteurs affectant la performance du RBFI:

La performance d'un bioréacteur est principalement évaluée par sa capacité d'atteindre le degré de biotraitement désiré. Ceci est directement rélié à la nature et à la magnitude de la charge polluante ainsi qu'à des variations plus ou moins appréciables de cette charge. Avant de pouvoir établir les conditions optimales d'opération, il faut donc caractériser la solution à traiter.

Dans le traitement des eaux usées, les principaux paramètres pour la caractérisation des eaux sont la demande biologique en oxygène (DBO) et la demande chimique en oxygène (DCO). Connaissant la réaction d'oxydation du substrat, il est possible de déterminer la DCO théorique pour des composés organiques. Dans le cas qui nous intéresse, le rapport obtenu est de 1.066 grammes d'O_2 requis par gramme de glucose oxydé; cette valeur proche de l'unité permet d'affirmer que la DCO des eaux usées municipales peut être représentée par la concentration en glucose dans la solution d'alimentation au réacteur (exprimée en milligrammes par litre). Les valeurs de DCO des eaux usées municipales varient entre 200 et 5000 mg/L (Benefield et Randall 1980; Eckenfelder et O'Connor 1961).

Vue la faible solubilité de l'oxygène dans l'eau, la concentration de matière organique à l'entrée d'un réacteur à lit fluidisé doit être contrôlée si on veut éviter que le lit devienne anaérobie. Une forte recirculation de liquide doit alors être mise à contribution pour tenter de concilier le débit variable des eaux usées avec le débit constant requis à travers le lit.

Une fois les caractéristiques de la solution à traiter établies, les conditions optimales d'opération d'un RBFI pour un degré de traitement spécifique peuvent être déterminées à partir des caractéristiques du biofilm, du lit fluidisé et de la qualité du phénomène de transfert de matière.

2.3.2.1-Le biofilm.

La conversion du substrat dans le biofilm est contrôlée principalement par des phénomènes de transport de matière tels que le transfert à l'interface liquide-biofilm, le transfert à l'intérieur du biofilm, de même que par la vitesse de la réaction de consommation du substrat ayant lieu dans le biofilm. Il a été montré que l'effet du transfert de matière externe (du liquide à l'interface liquide-biofilm) dans les réacteurs à lit fluidisé est négligeable par rapport aux deux autres

phénomènes (Atkinson 1981 et Shieh et al 1980). Conséquemment, les limitations quant à la consommation de substrat seront gouvernées par des phénomènes intrafilm qui dépendent spécifiquement de la résistance créée par l'épaisseur du biofilm. L'observation du taux de conversion du substrat en fonction de l'épaisseur du biofilm devient utile car elle permet la détermination de l'épaisseur critique à partir de laquelle les problèmes diffusionels intrafilm commencent.

Une étude sur la conversion du glucose par une culture mixte en biofilm a été réalisée par Hoehn et Ray (1973), montrant que le taux de bioréaction augmente proportionnellement avec l'épaisseur de biofilm jusqu'à une épaisseur de 150 à 250 microns. Au-delà de cette valeur, le taux de bioréaction reste constant.

Kornegay et Andrews (1968) ont réalisé la même étude et sont arrivés aux mêmes conclusions sauf pour l'ordre de grandeur de l'épaisseur du biofilm de 70 à 100 microns. Cette différence était probablement due à des variantes dans les conditions de culture des deux investigations telles que la concentration de glucose dans l'alimentation et le taux de cisaillement auquel le biofilm était soumis.

D'autre part, les travaux de Whalen et al (1969) ont démontré que la concentration d'oxygène dans les biofilms est fonction de la concentration de nutriments dans l'alimentation. Pour une concentration de glucose de 500 mg/L, la concentration d'oxygène atteignait 0.5 mg/L à la base du biofilm lorsque l'épaisseur était de 100 à 150 microns. Pour une concentration en sucre de 20 mg/L, les biofilms ne semblaient pas présenter de limitations en oxygène.

Bungay et al (1969) ont estimé la profondeur de pénétration maximale de l'oxygène à 150 microns. Ils ont utilisé une micro-électrode pour leur étude.

De ces travaux, on voit que l'épaisseur de biofilm à laquelle des limitations diffusionelles comencent se trouve entre 100 et 200 microns. Actuellement, aucun bioréacteur connu ne peut maintenir en pratique l'épaisseur du biofilm dans cette gamme optimale; il devient donc nécessaire de développer un tel réacteur.

2.3.2.2-Le lit fluidisé.

Le degré d'expansion du lit, pour des conditions d'opération données, constitue un autre des facteurs importants dans le design d'un RBFI.

Les caractéristiques optimales du lit fluidisé (taille des particules-support, volume du lit par rapport au volume du réacteur, épaisseur du biofilm), sont établies selon les propriétés de la solution à traiter et du degré de biotraitement désiré.

Dans un lit fluidisé conventionnel, une fois les particules choisies, la vitesse de circulation de liquide doit être fixée de façon à assurer la fluidisation du lit à une porosité désirée. L'uniformité dans la taille des particules-support est un prérequis. S'il existe une différence significative dans la taille des particules, le lit deviendra stratifié selon la taille des particules et non pas selon l'épaisseur du biofilm. Les particules les plus grandes resteront en bas du lit et accumuleront un biofilm de taille supérieure à l'épaisseur optimale, tandis que les particules les plus petites seront continuellement et cycliquement lavées par l'érodeur (Andrews 1986).

Il a été observé par Chavarie et Karamanev (1986) et par Nikolov et Karamanev (1987) que la productivité maximale pour un RBFI est atteinte en utilisant des particules-support d'un diamètre compris entre 1.5 et 2.0 millimètres, mais son application au traitement des eaux usées n'a pas encore été éprouvée. L'effet du volume initial du lit par rapport au volume du réacteur n'a pas encore été défini.

2.3.2.3-Transfert de matière dans le RBFI.

Le transfert de matière interfacial dans les RBFI se réalise principalement à deux niveaux: celui entre le gaz et le liquide dans la zone du tube central et celui entre le liquide et le biofilm dans le lit fluidisé inverse.

Il faut considérer également le transfert de matière intrabiofilm et celui occasionné par la cinétique du processus microbien. Etant donné la faible solubilité de l'oxygène dans l'eau, c'est le transfert d'oxygène qui semble être le paramètre critique.

Selon la théorie des deux films de Whitman (1923), la cinétique de transfert d'oxygène est contrôlée par trois résistances: la résistance du film gazeux, la résistance de l'interface et la résistance du film liquide.

Dans le cas du transfert de masse de l'oxygène entre l'air et l'eau, on peut négliger la résistance du film gazeux et de l'interface; seule la résistance du film liquide est alors considérée.

Pour l'évaluation du coefficient de transfert d'oxygène dans les systèmes biologiques, on doit tenir compte du taux de consommation de l'oxygène par les microorganismes.

Une méthode assez intéressante pour évaluer ces deux paramètres en CSTR a été proposée par Bandyopadhyay et Humphrey (1967). Elle consiste à mesurer, dans un premier temps, le taux spécifique de consommation d'oxygène par le suivi dans le temps de la concentration d'oxygène suite à une courte interruption de l'aération dans le réacteur tout en maintenant l'agitation à un faible niveau. Le réétablissement de l'alimentation d'air jusqu'à ce que la concentration d'oxygène atteigne l'équilibre permet, par différence, d'évaluer le $K_L a$ de façon rapide.

Ainsi, pendant la période de dégazéification, la variation de la concentration d'oxygène dissous peut être exprimée par la relation suivante:

$$\frac{dC}{dt} = -rX$$

tandis que pour la période de réalimentation d'air, la relation serait:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a \quad (C^* - C) \quad - rX$$

Dans le cas du RBFI, cette méthode a une faille parce que l'agitation est en fait réalisée par la circulation d'air qui assure en même temps l'aération.

3-CHAPITRE II: METHODE EXPERIMENTALE

Deux séries d'expériences ont été réalisées, la première dans le but d'observer le comportement du RBFI sous différentes conditions d'opération telles que: le diamètre des particules-support, la stabilité à long terme, le comportement suite à l'installation de l'érodeur et la concentration d'oxygène dans le réacteur. La deuxième série d'expériences consistait à étudier le transfert d'oxygène dans le réacteur dans le but d'établir les conditions d'aération optimales.

3.1-Description du montage.

Le montage était constitué d'un réacteur, d'un système d'aération et d'un système d'alimentation en nutriments. Pour les expériences de transfert d'oxygène, un système d'acquisition de données était installé.

Le réacteur était formé de deux tubes concentriques où l'air était injecté à la base du tube central; l'alimentation en nutriments arrivait par le dessus du réacteur et l'effluent sortait par en-dessous. L'alimentation continuelle en air assurait l'oxygénation du liquide et la recirculation du liquide entre l'annulus et le tube central.

A la base du réacteur était installé un ballon de collection des boues en excès qui permettait la décantation de la biomasse avant la sortie de l'effluent clarifié. La température dans le réacteur était contrôlée par circulation d'eau thermostatée dans une chemise cylindrique enveloppant le tube externe.

Lors des expériences en culture fixée, on introduisait dans l'annulus du réacteur 400 mL de billes de polystyrène expansé d'une densité de 0.05 g/mL et d'un diamètre de 0.88 ou de 1.26 mm, selon les expériences. Le volume total de particules-support possédait une fraction de vide de 40 %. Le détail de la préparation et de la détermination des propriétés physiques des particules est décrit par Garnier (1987).

Cet ensemble de billes de polystyrène constituait le support du biofilm. A cause de leur basse densité, ces particules-support tendaient naturellement à flotter mais elles étaient maintenues en fluidisation inversée par la recirculation du liquide. La formation progressive du biofilm augmentait la densité de ces particules entraînant une expansion accentuée du lit fluidisé vers le bas; lorsque cette expansion atteignait la base du tube central, la recirculation des bioparticules s'effectuait.

Un dispositif de contrôle de l'épaisseur du biofilm, l'érodeur, était alors installé pour limiter la croissance du biofilm. L'érodeur utilisé consistait en 15 cylindres d'acier inoxydable de 6 millimètres de diamètre par 6 millimétres de long, déposés sur une grille juste au-dessus du diffuseur à air .

Le système d'aération était constitué d'une pompe à air à débit variable, d'un rotamètre à gaz et d'un diffuseur à un orifice de 3.2 mm (1/8"). Le tout était raccordé par un tube Tygon de 3.2 mm (1/8"). Pour les expériences de transfert d'oxygène, l'alimentation en air comprimé de l'Ecole Polytechnique a été utilisée.

Le système d'alimentation en nutriments était composé de deux réservoirs, l'un contenant une solution de glucose et l'autre une solution de sels minéraux. Une pompe péristaltique de quatre canaux à débit variable servait au transport de ces solutions au réacteur.

L'acquisition des données d'oxygène dissous se faisait par immersion d'une sonde à oxygène dissous à différentes profondeurs dans l'annulus du réacteur. Le système était doté d'un ordinateur et d'un moniteur qui indiquait la température, le pourcentage de saturation et la concentration d'oxygène dissous en ppm.

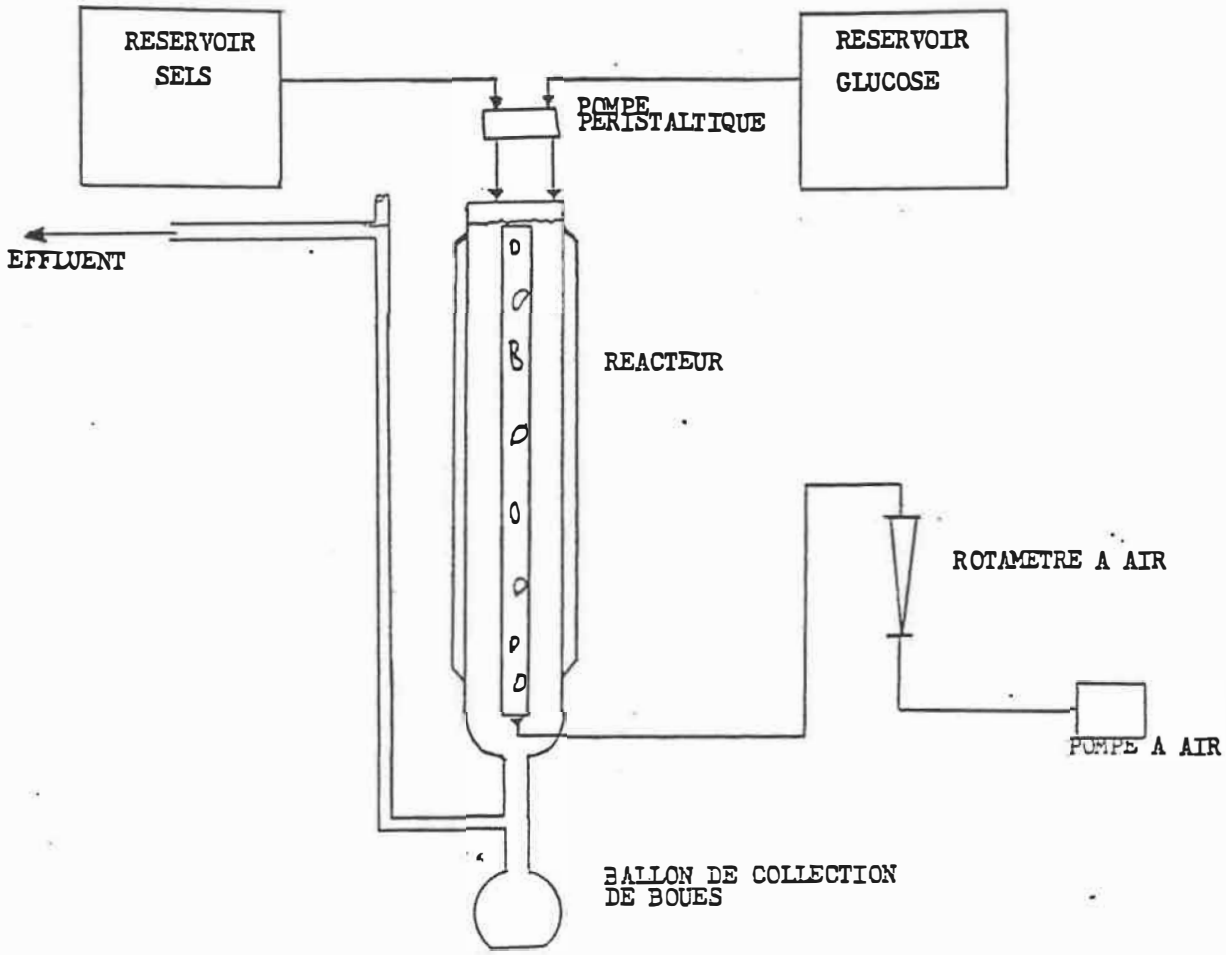


Figure 2: Schéma du montage utilisé

Le schéma du montage utilisé se trouve à la Figure 2 et ses caractéristiques sont résumées au Tableau 1.

Tableau 1: Caractéristiques du montage utilisé.

Caractéristiques du réacteur:
Tube interne: diamètre interne = 2.5 cm
hauteur = 50 cm
Tube externe: diamètre interne = 6.5 cm
hauteur = 80 cm
Volume effectif = 1.7 litres
Volume du ballon de collection de boues = 1 litre
Bain thermostaté Brinkmann muni d'une pompe à eau
modèle mgw Lauda RM20
Caractéristiques du système d'aération:
Pompe : à diaphragme marque HAGEN, modèle OPTIMA A-807
115 volt ; 4.5 watts
Rotamètre : à air avec flotte en acier inoxydable 316
modèle R-3217-26 (Cole Parmer)
Caractéristiques du système d'alimentation:
Réservoirs : cylindres de polyéthylène à basse densité
capacité = 100 litres
Pompe : péristaltique de marque MASTERFLEX
modèle R-7520-15 (Cole Parmer)
à quatre têtes et débit variable
100/130 V.A.C. ; 50/60 Hz

Tableau 1 (suite)

Caractéristiques du système de mesure de l'oxygène dissous:
Sonde : à membrane amovible en teflon et avec détecteur de température modèle YSI 5739 spécification d'usage: la vitesse d'écoulement du liquide doit être supérieure à 0.3 m/s
Moniteur : digital avec lecture de température, pourcentage de saturation et concentration d'oxygène dissous. modèle YSI 58

3.2-Composition de l'alimentation

L'alimentation consistait en une solution de glucose et une solution de sulfate d'ammonium et de phosphate de potassium secondaire dosées par pompage de façon continue. La proportion DCO:N:P utilisée était de 100:3.2:0.64. Ce rapport a été trouvé expérimentalement comme étant le plus favorable pour l'adhésion des microorganismes aux particules-support.

La composition de l'alimentation après la période d'acclimatation était la suivante:

glucose : 800 mg/L

$(NH_4)_2SO_4$ = 123 mg/L

K_2HPO_4 = 36 mg/L

le tout dissout avec de l'eau du robinet.

Cette concentration de glucose a été choisie parce qu'elle représente les conditions de DCO généralement rencontrées dans les eaux usées municipales. Une étude préliminaire du RBFI avait montré, entre autres, un taux d'enlèvement de substrat satisfaisant dans ces conditions.

3.3-Procédure expérimentale

Le réacteur était d'abord rempli d'une solution concentrée de culture mixte. Cette culture subissait ensuite une période d'acclimatation au nouveau substrat, le glucose, ajouté par incréments dans le réacteur. L'alimentation continue en nutriments débutait, suivie par l'introduction des particules-support lorsque la concentration de biomasse était assez importante. Ces particules étaient préalablement recouvertes de poudre de silice par agitation mécanique de manière à présenter une surface plus propice à l'adhésion des microorganismes.

Au fur et à mesure que le biofilm commencait à se former, le débit d'alimentation en nutriments était augmenté progressivement jusqu'à l'obtention du taux de consommation de substrat désiré.

Une fois que le régime permanent était atteint, soit après un minimum de trois fois le temps de rétention hydraulique, des mesures par échantillonage direct dans le réacteur étaient réalisées sur une base quotidienne. Ces mesures consistaient en la détermination de la concentration de glucose résiduel dans le réacteur, de la concentration de biomasse en suspension, de la concentration de biomasse fixée, de l'épaisseur du biofilm humide, du degré d'expansion du lit fluidisé et de la concentration en oxygène dissous. La température, le pH et la vérification des débits étaient mésurés sur une base moins régulière par lecture directe dans le réacteur. Une observation microscopique globale des espèces présentes dans le biofilm était aussi réalisée, sur une base quotidienne, simultanément à la mesure de l'épaisseur du biofilm.

L'érodeur était installé lorsque la recirculation des bioparticules était totale et l'échantillonage continuait de la même manière.

Pour les expériences de transfert d'oxygène, la méthode expérimentale consistait à suivre la variation de la concentration d'oxygène dissous dans le temps lorsque des perturbations dans l'alimentation gazeuse étaient appliquées. Lorsque le régime permanent était atteint, on remplaçait l'alimentation en air par de l'azote (à même débit), provoquant ainsi une diminution graduelle de la concentration d'oxygène dissous dans le liquide (DESORPTION). Après l'atteinte d'un certain niveau de concentration d'oxygène, l'air était réinjecté et l'on observait dès lors une augmentation progressive de la concentration d'oxygène dissous (ABSORPTION) jusqu'à son niveau initial.

Des mesures de concentration d'oxygène dissous étaient prises à chaque dix secondes pendant chaque cycle et ceci pour différents débits de gaz.

3.4-Procédure analytique.

3.4.1-Mesures effectuées.

3.4.1.1-Concentration de glucose.

Le surnageant, obtenu par centrifugation d'un échantillon à 2800 rpm, était soumis à une réaction de

réduction du glucose avec un mélange de phénol à 5% (P/V) en solution aqueuse et d'acide sulphurique concentré.

La densité optique de la solution jaune-orange résultant de la réaction était mesurée par spectrophotométrie à 490 nm et la concentration de glucose était déterminée à partir d'une courbe de calibration préélaborée.

3.4.1.2-Concentration de la biomasse en suspension.

La concentration des microorganismes en suspension était déterminée par la méthode des solides volatiles en suspension (SVS).

Des échantillons de volume connu étaient centrifugés à 2800 rpm et les culots étaient séchés d'abord à 105°C pendant 24 heures, pesés, puis ensuite mis au four à 550°C pendant 24 heures et pesés une seconde fois. La différence de poids avant et après le chauffage à 550°C donnait la quantité de solides volatiles dans l'échantillon initial.

3.4.1.3-Concentration de biomasse fixée.

Cette mesure se réalisait par la pesée d'un nombre connu de bioparticules, variant de 40 à 100, séchées à 70°C

pendant 24 heures.

Connaissant le poids des particules support sans biofilm et, par estimation du nombre total de ces particules dans le réacteur, on pouvait déterminer la concentration de biomasse fixée par volume de réacteur.

3.4.1.4-Epaisseur du biofilm humide.

L'épaisseur du biofilm humide était déterminée par mesure directe du diamètre des bioparticules au microscope avec une lamelle graduée. Connaissant le diamètre moyen des particules-support, on pouvait déterminer, par différence, l'épaisseur moyenne du biofilm humide.

3.4.1.5-Degré d'expansion du lit fluidisé.

Cette mesure se réalisait par la lecture directe de la distance entre le haut et le bas du lit de bioparticules.

3.4.1.6-Concentration d'oxygène dissous.

La concentration d'oxygène dissous était obtenue par mesure directe à l'aide d'une sonde à oxygène submergée à différentes hauteurs dans l'annulus du réacteur.

3.4.2-Provenance de la biomasse utilisée.

La biomasse utilisée consistait en une culture mixte provenant des boues activées de l'usine d'épuration des eaux usées de la région de Deux-Montagnes. Elles étaient acclimatées initialement à une solution de lactosérum, puis au glucose, tel que décrit antérieurement.

4-CHAPITRE III: RESULTATS ET DISCUSION.

COMPORTEMENT DU RBFI.

Dans ce chapitre les paramètres pouvant affecter la performance du RBFI opéré avec une culture mixte sont étudiés.

Le modèle de première génération développé par Chavarie et Karamanev (1986), pour un RBFI opéré avec *Thiobacillus ferrooxidans*, a été mis à l'épreuve quant à son applicabilité pour l'opération avec une culture mixte.

Sous des conditions d'opération préliminaires établies par ce modèle, la performance du réacteur a été étudiée en fonction de la taille des particules-support, de l'utilisation de l'érodeur et de la concentration d'oxygène.

Le comportement à long terme du procédé a été également observé et des essais visant à établir la cinétique en culture fixe et en culture libre ont été réalisés.

Les données expérimentales obtenues lors de ces expériences se trouvent résumées en Annexe.

4.1-Cinétique de la culture mixte.

4.1.1-Cinétique de la culture mixte en suspension.

Ces essais ont été effectués dans le réacteur opéré en continu sans particules-support ni érodeur.

La concentration de l'alimentation dans ce cas-ci était de:

So = 500 mg/L

$(NH_4)_2SO_4$ = 118 mg/L

K_2HPO_4 = 28 mg/L

et le réacteur a été opéré avec des temps de rétention hydraulique variant entre 6 et 24 heures.

Le débit d'air était de 60 mL/s, la température était de 25°C et le pH était de 7.

La conversion de glucose a été déterminée à trois taux de dilution différents et les coefficients cinétiques du modèle de Monod, μ_m et K_s, ont été évalués approximativement par la méthode de Lineweaver-Burk par l'expression suivante:

$1/D = (Ks/\mu_m)\ 1/S + 1/\mu_m$

Les conditions d'opération, ainsi que les résultats obtenus pour chaque condition, sont résumés au Tableau 2.

A la Figure 3, on retrouve les résultats obtenus par régression linéaire selon la méthode de Lineweaver-Burk.

Tableau 2: Cinétique de la culture mixte en suspension.

D (h^{-1})	S (mg/L)	1/D (h)	1/S (L/mg)	rS (mg/L.h)	% (conversion)
0.042	14	24	0.07	20.4	98
0.083	50	12	0.02	37.4	90
0.167	238	6	0.004	43.8	52

Les valeurs ainsi obtenues pour les constantes biocinétiques sont:

$\mu_m = 0.173\ h^{-1}$

$K_s = 44.3$ mg/L

On observe donc que la simulation de la DCO des eaux usées est bien représentée par le système avec le glucose puisque ces valeurs se trouvent dans l'intervalle généralement rencontré pour le biotraitement des eaux usées.

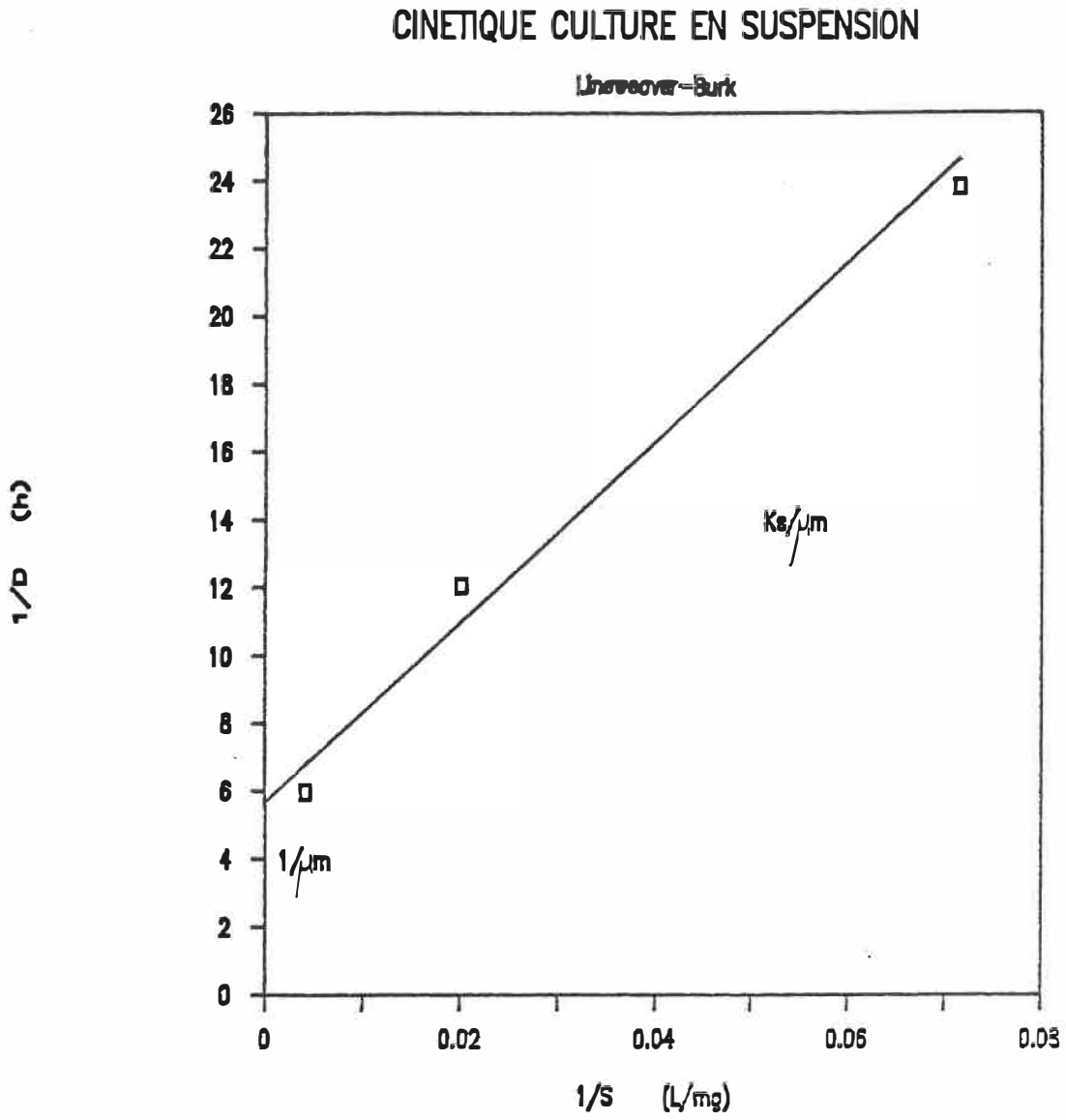


Figure 3: Lineweaver-Burk pour la cinétique de la culture mixte en suspension

4.1.2-Cinétique de la culture mixte fixée:

Des essais pour déterminer la cinétique de la culture fixée ont été réalisés de la façon suivante. Initialement, on permettait la fixation de la biomasse aux particules-support sous des conditions de débit d'alimentation très bas, puis un dédoublement progressif du débit d'alimentation en nutriments suivait. Des mesures de la concentration de glucose résiduelle, de l'épaisseur du biofilm et une observation microscopique des espèces microbiennes présentes dans le biofilm se réalisait pour chaque changement de débit, après l'établissement du régime permanent, soit après un minimum de trois fois le temps de rétention hydraulique.

Cependant, ces essais se sont avérés inefficaces étant donné l'évolution observée du biofilm. En effet, lors de ces expériences, on a constaté que les espèces microbiennes présentes dans le biofilm changaient suivant les variations de régime, i.e. avec les changements de débit d'alimentation, sans affecter pour autant la concentration de glucose résiduelle. Ceci implique une cinétique multiple avec des coefficients propres à chaque débit d'alimentation et à chaque population microbienne qui demanderait une étude locale de la consommation de substrat en fonction des espèces présentes. L'étude de cette cinétique dépassait les objectifs de ce travail.

4.2-Performance du RBFI en fonction des différents paramètres.

4.2.1-Taille des particules-support.

La performance du RBFI avec la culture mixte a été étudiée en utilisant deux réacteurs opérés en parallèle avec des conditions d'opération dictées par le modèle de première génération.

Le seul paramètre qui différenciait les deux réacteurs était le diamètre des particules-support.
Les conditions d'opération étaient:
So = 800 mg/L
G = 60 mL/s
F = 1700 mL/h

Le premier réacteur contenait des particules de diamètre optimal pour ces conditions, selon le modèle de première génération, soit 0.88 millimètres. Le deuxième réacteur contenait des particules-support d'un diamètre sensiblement supérieur, soit 1.26 millimètres.

Le réacteur contenant les particules-support les plus fines, 0.88 millimètres, a présenté des problèmes opérationnels. La taille du biofilm est rapidement devenue supérieure à celle des particules-support, favorisant

l'attachement des bioparticules entre elles pour former des agglomérats de plus en plus volumineux.

Etant donné que la friction hydrodynamique dans le réacteur n'était pas suffisante pour maintenir le comportement du lit fluidisé comme un ensemble de bioparticules isolées, il y a eu la formation de ces agglomérats compacts où les particules se trouvaient plutôt attachées à la biomasse au lieu de servir de support pour cette dernière. L'expérience a été répétée et le même phénomène s'est reproduit.

Le réacteur contenant les particules plus grosses, 1.26 millimètres, a montré une évolution très satisfaisante avec la formation progressive du biofilm ainsi que l'expansion complète du lit fluidisé. Ceci a permis l'observation de la stabilité à long terme du réacteur sous ces conditions, tel que décrit à la section suivante.

Il ressort donc de cette étude que les résultats obtenus en utilisant les particules de taille optimale dictée par le modèle de simulation de première génération ne correspondent pas, en pratique, au rendement optimal escompté du réacteur. Le comportement du réacteur contenant les particules-support plus petites a montré un phénomène particulier à la culture mixte non prévu par le modèle.

4.2.2-Stabilité à long terme.

RBFI avec particules de diamètre à 1.26 millimètres.

Lors de cette expérience, on cherchait initialement à suivre le comportement général du réacteur à long terme par rapport à un taux de consommation de substrat imposé.

A cette fin, des conditions d'alimentation constantes ont été maintenues pendant 15 jours après avoir atteint le pourcentage de conversion de glucose désiré. Pendant cette période le biofilm a augmenté continuellement jusqu'à une épaisseur de 200 micromètres; l'érodeur a alors été installé pour les 7 jours suivants, afin d'observer l'évolution générale du réacteur suite à cette contrainte.

L'échantillonnage pour évaluer l'épaisseur de biofilm dans le lit fluidisé se faisait par considération d'une taille de biofilm uniforme dans le lit, tel que supposé par le modèle de première génération. La mesure se réalisait par échantillonnage à une hauteur constante au milieu du lit fluidisé, soit à 20 centimètres.

Pendant les 26 jours de l'expérience, le taux de consommation de glucose s'est maintenu proche de la valeur désirée de 570 mg/L.h, correspondant à 70% de conversion.

La stabilité à long terme, en termes de consommation de substrat, s'est avérée très satisfaisante et n'était pas affectée par l'augmentation de la biomasse en suspension après l'installation de l'érodeur. En effet, dès l'installation de l'érodeur, on a remarqué une augmentation immédiate de la concentration en biomasse libre provenant vraisemblablement du biofilm détaché; elle est passée de 100 mg/L à quelques 500 mg/L après 4 jours, ce qui représente une augmentation par un facteur de 5. Cependant, après la quatrième journée, on a observé une diminution à 350 mg/L, tel que montré à la Figure 4, qui indique le début de la décantation de la biomasse en suspension.

L'épaisseur du biofilm a alors été réduite de 200 micromètres à quelques 80 micromètres, représentant une réduction de 60%, tel qu'illustré à la Figure 5.

A partir de cette étude, on a pu constater qu'avec des particules-support de 1.26 millimètres de diamètre et avec ce type d'érodeur, on peut arriver à maintenir des conditions constantes d'enlèvement de substrat et à contrôler de façon préliminaire l'épaisseur du biofilm. L'érodeur agit alors comme un générateur de flocons de biomasse en suspension qui demeurent dans le réacteur pendant un certain temps avant que la décantation ait lieu, sans affecter la cinétique apparente du processus.
L'étude s'est poursuivie alors sous ces conditions.

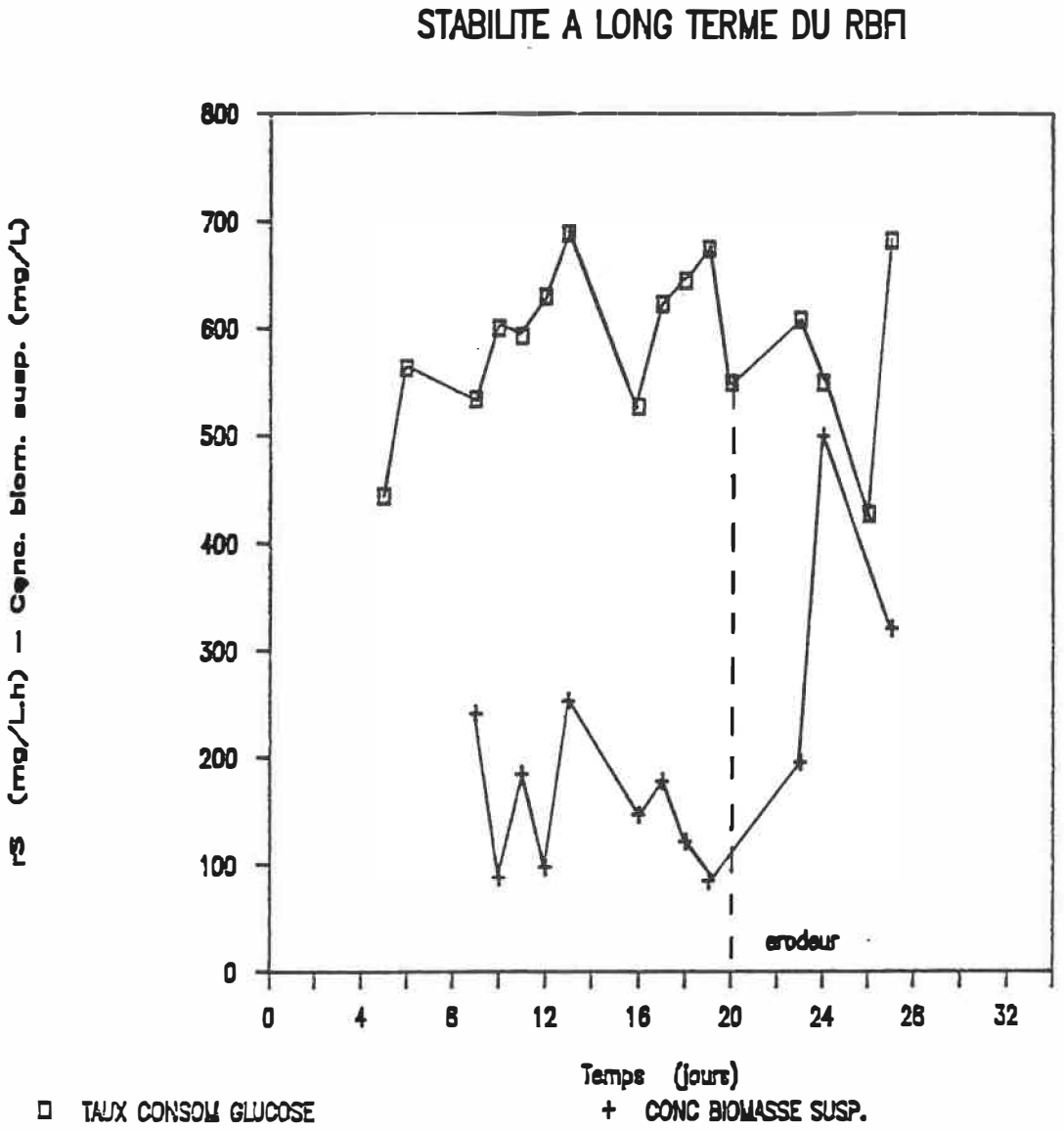


Figure 4: Stabilité à long terme du RBFI.

Taux de consommation de glucose vs temps.

Concentration de biomasse en suspension vs temps.

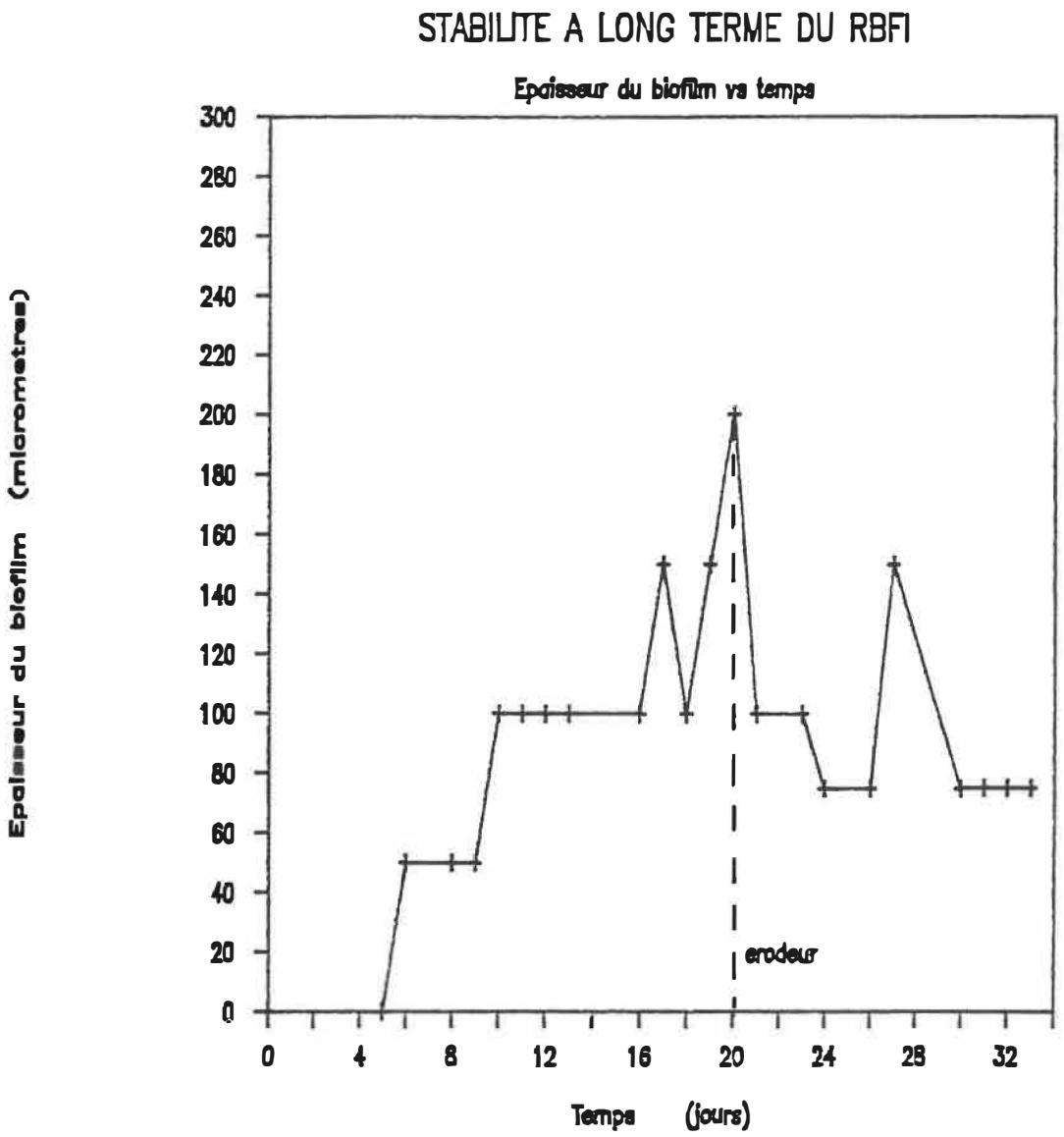


Figure 5: Stabilité à long terme du RBFI.

Epaisseur du biofilm vs temps.

4.2.3-Utilisation de l'érodeur.

4.2.3.1-Modèle interprétatif du processus d'érosion du biofilm

Par l'étude des RBFI opérés avec une culture mixte, il ressort que le processus d'érosion du biofilm peut être décrit par l'action combinée de différents facteurs d'érosion autres que la friction occasionnée par le passage des bioparticules à travers l'érodeur. L'abrasion créée par la collision des bioparticules entre elles et avec les parois du réacteur, ainsi que le cisaillement du biofilm produit par l'écoulement du liquide et du gaz autour des bioparticules, semblent être des facteurs d'importance significative dans l'érosion du biofilm. Leur importance relative dépendrait des régimes auxquels les bioparticules sont soumises au cours de l'opération.

Une nouvelle approche pour la modélisation du procesus d'érosion du biofilm dans les RBFI a donc été développée en divisant le réacteur en quatre zones d'érosion principales, tel que montré à la Figure 6.

On distingue principalement deux zones d'érosion dans la section annulaire du réacteur: la zone E_{in}, correspondant au haut du lit fluidisé, et la zone E_F,

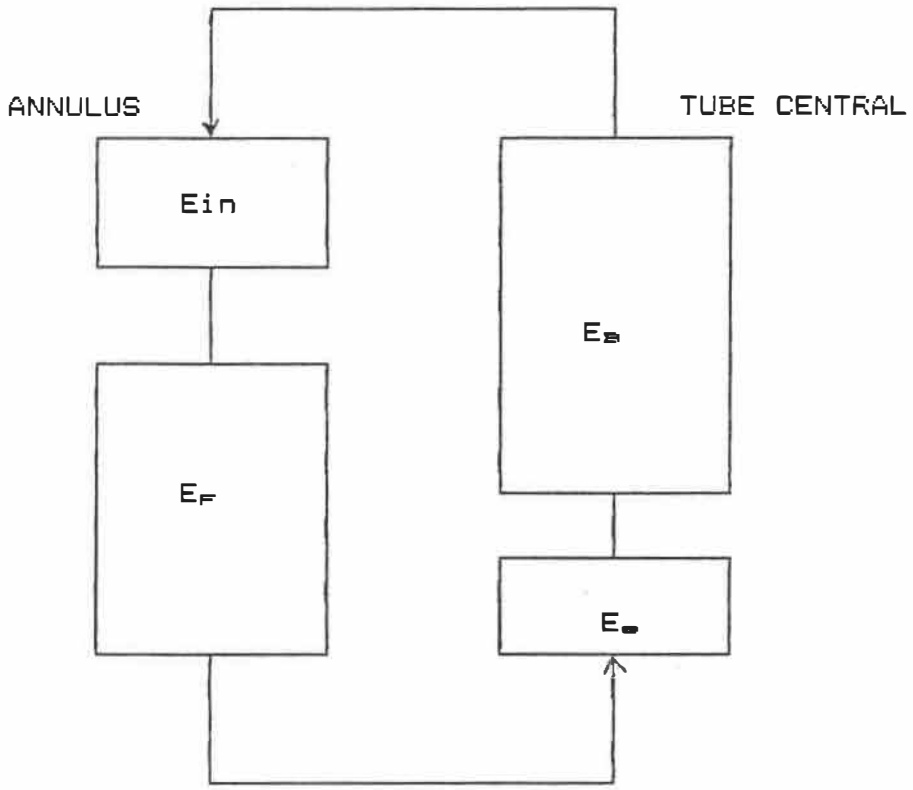


Figure 6: Quatre zones d'érosion dans le RBFI.

correspondant à la portion restante du lit fluidisé. De plus, on décrit deux zones d'érosion dans le tube central: la zone E_e, correspondant à l'érodeur proprement dit, et la zone E_B, correspondant à la section aérée du tube central au-dessus de l'érodeur.

La définition des mécanismes d'érosion pour chaque zone ainsi que les principaux paramètres susceptibles de l'affecter peuvent être décrits comme suit:

Zone E_{in}: Effet d'entrée.

Cette zone est caractérisée par l'entrée du liquide provenant du tube central. Ce courant liquide apporte une énergie potentielle due à la différence de niveaux entre la sortie du tube central et le niveau de liquide dans l'annulus. Cette entrée soudaine du liquide occasionne une zone de turbulence en haut du lit (assimilable à celle produite lors de l'expansion soudaine d'une conduite) dans laquelle le phénomène d'érosion est gouverné par l'abrasion interparticulaire et par le cisaillement du liquide.

Le taux d'érosion du biofilm dans cette zone, r_{Ein}, dépendrait principalement de la vitesse du liquide, du diamètre des bioparticules et de la densité des bioparticules.

$$r_{Ein} = f\ (U_L, D_{BP}, \rho_{BP})$$

Zone E_F : Effet de la fluidisation.

Cette zone, correspondant au processus de fluidisation proprement dit, est caractérisée par l'homogénéisation de la vitesse du liquide à cause de la perte de charge occasionnée par le lit fluidisé. Ici le phénomène d'érosion serait fonction du nombre de chocs entre les bioparticules et avec les parois du réacteur. Ce nombre serait déterminé par la porosité du lit fluidisé qui dépend essentiellement de la vitesse du liquide.

Comme pour la zone précédente, le taux d'érosion dans cette zone, r_{EF}, peut être défini comme fonction de la taille des bioparticules, de leurs masse volumique et de la vitesse du liquide.

$$r_{EF} = f\ (U_L, D_{BP}, \rho_{BP})$$

Zone E_e : Effet de l'érodeur.

Le passage des bioparticules à travers le lit de cylindres qui constitue l'érodeur peut être comparé à la friction causée par l'écoulement forcé à travers plusieurs conduites étroites et très accidentées. L'érosion est donc gouvernée par la dimension des cylindres d'acier et la hauteur du lit de cylindres (dimension de la conduite) ainsi que par le nombre de chocs entre les bioparticules et les cylindres d'aciers. Un autre facteur de friction s'ajoute à cette zone par la présence d'une autre phase

fluide , l'air, qui contribue au cisaillement du biofilm.

Le taux d'érosion ici, r_{Ee}, serait alors régi par la vitesse du liquide et de l'air, par la taille des bioparticules, par la fraction de vide dans le lit de l'érodeur, et par la hauteur du lit de cylindres d'acier.

$$r_{Ee} = f\ (\ U_L,\ U_G,\ D_{BP},\ \epsilon,\ H_e\ )$$

Zone E_B : Effet de l'aération.

Cette zone correspond à l'écoulement diphasique dans lequel sont impliquées deux phases fluides, l'air et le liquide.

Le phénomène d'érosion du biofilm, r_{EB}, dépenderait donc de la vitesse superficielle des deux phases fluides, de la fraction de gaz dans le tube central et de la taille des bulles; la taille et la densité des bioparticules sont également importants.

$$r_{EB} = f\ (\ D_{BP},\ U_L,\ U_G,\ \rho_{BP},\ D_{bulle}\ )$$

4.2.3.2-Expériences réalisées.

Ces expériences ont été réalisées dans le but d'éprouver, de façon plus spécifique, la performance du RBFI lors de l'installation de l'érodeur par un suivi du profil d'épaisseur de biofilm selon la hauteur dans le lit fluidisé. A cet effet, l'échantillonnage des bioparticules

pour la mesure de l'épaisseur du biofilm a été effectué à deux points selon la hauteur du lit fluidisé, soit en haut et en bas du lit. La distribution initiale de la taille des particules-support a été considérée nulle.

L'expérience a été réalisée par l'installation de deux réacteurs opérés simultanément ayant pour seule différence l'installation éventuelle de l'érodeur dans l'un d'eux, lorsque l'expansion du lit était complète.

Les conditions d'opération étaient:

So = 800 mg/L

G = 60 mL/s

F = 600 mL/h

Les résultats obtenus avec le réacteur opéré avec l'érodeur sont représentés aux Figures 7a, 7b, 7c et 7d, selon les quatre paramètres les plus significatifs en fonction du temps, soit: l'évolution de l'épaisseur du biofilm, l'expansion du lit fluidisé, la concentration de la biomasse en suspension et la consommation de substrat .

L'analyse de ces résultats a été divisée en cinq étapes successives qui correspondent aux périodes antérieures et postérieures à l'installation de l'érodeur. De cette façon le processus d'érosion du biofilm était étudié selon les différents régimes auxquels les bioparticules peuvent être soumises au cours de l'opération

du RBFI, tels que décrits par le modèle interprétatif d'érosion du biofilm.

Etape 0: Cette première étape correspond à la croissance initiale du biofilm et à l'expansion du lit fluidisé avant que l'expansion ne soit complète, c'est-à-dire, avant que la recirculation des bioparticules n'ait lieu. Elle comprend les huit premiers jours d'opération.

On constate l'expansion progressive du lit fluidisé inverse (Figure 7b) ainsi que la croissance du biofilm avec développement d'un profil d'épaisseur de biofilm entre le haut et le bas du lit (Figure 7a). Les épaisseurs étaient de l'ordre de 200 micromètres en haut du lit et de 500 micromètres en bas du lit après 8 jours. Ces valeurs représentent un taux de croissance nette (croissance moins érosion) de 25 micromètres/jour en haut du lit et de 62 micromètres/jour en bas du lit.

Ces observations confirment la présence de deux zones d'érosion distinctes dans la section annulaire, celle du haut du lit (effet d'entrée) qui présente le taux d'érosion le plus élevé. Cependant, l'érosion occasionnée ici n'est pas suffisante pour contrebalancer la croissance du biofilm.

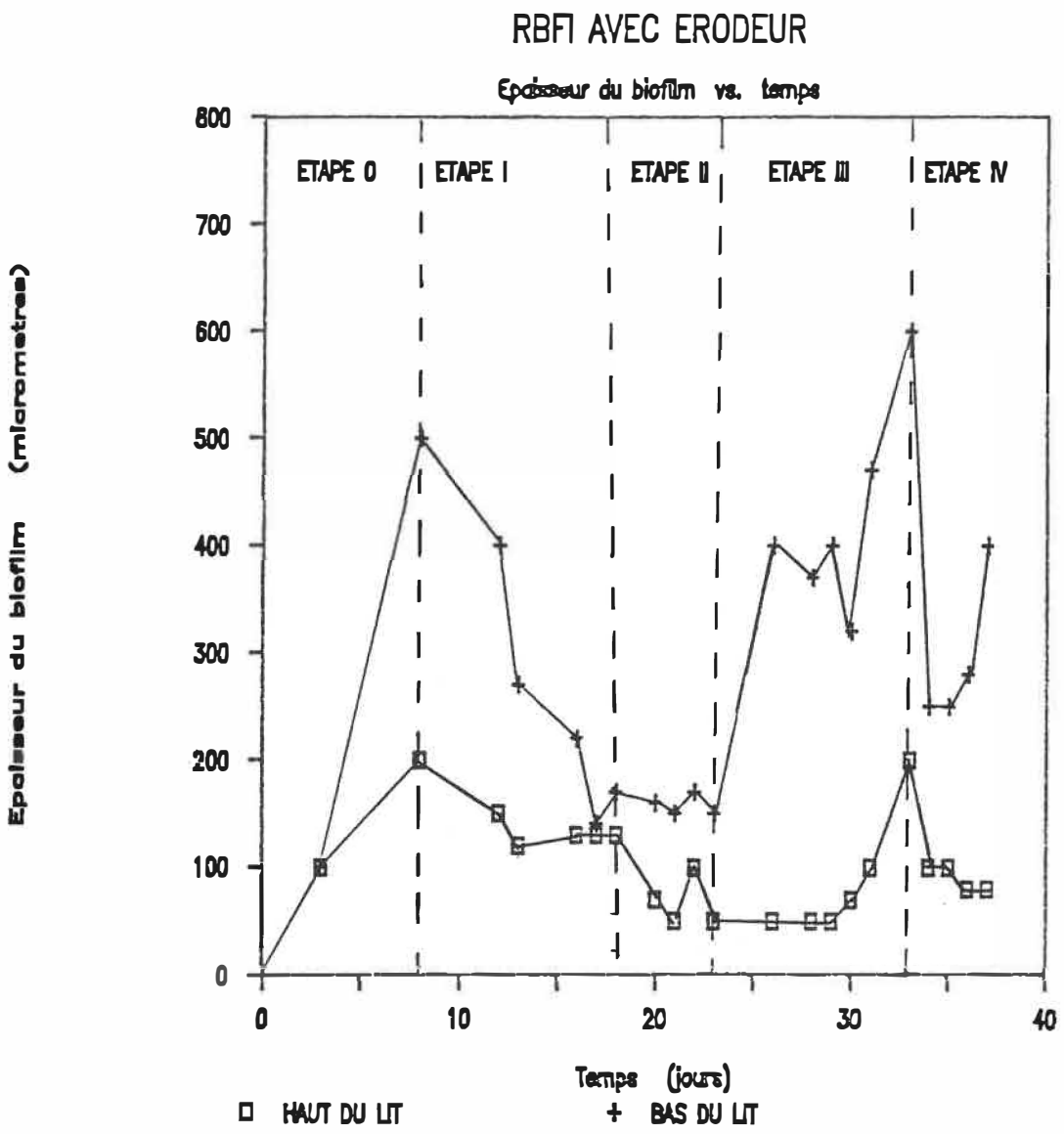


Figure 7a: RBFI avec érodeur.

Epaisseur du biofilm vs temps.

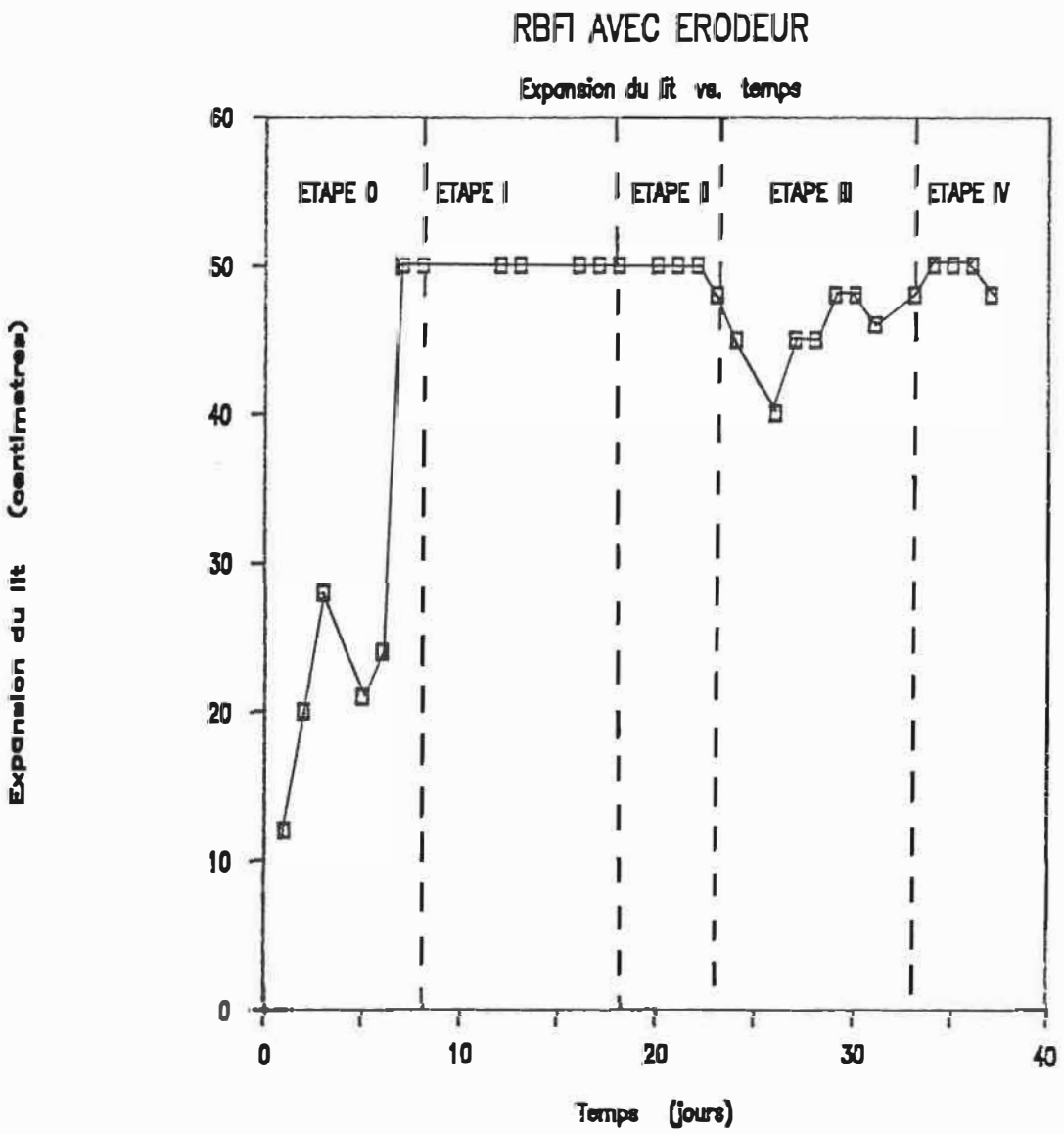


Figure 7b: RBFI avec érodeur.

Expansion du lit vs temps.

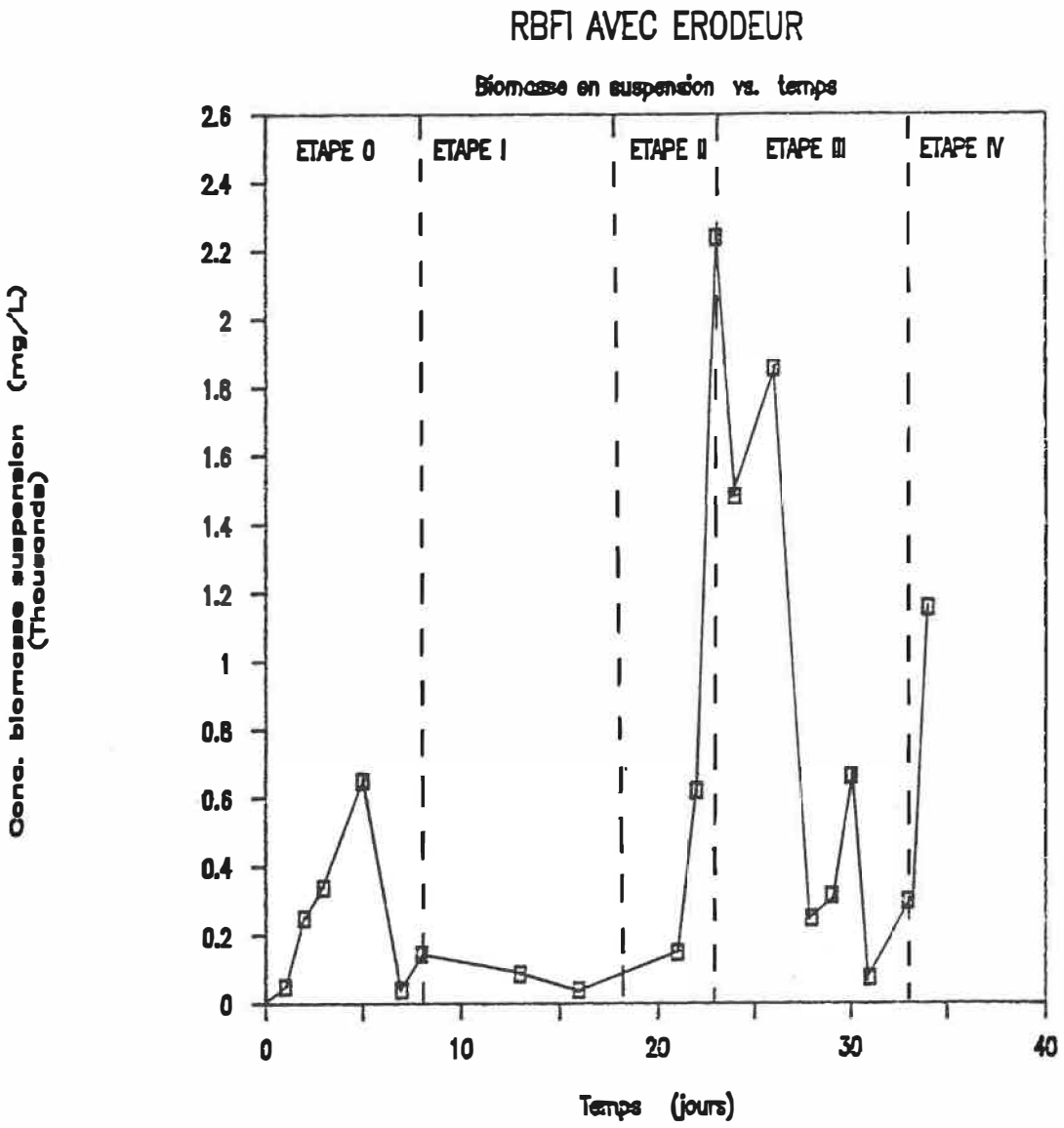


Figure 7c: RBFI avec érodeur.

Concentration de biomasse en suspension

vs temps.

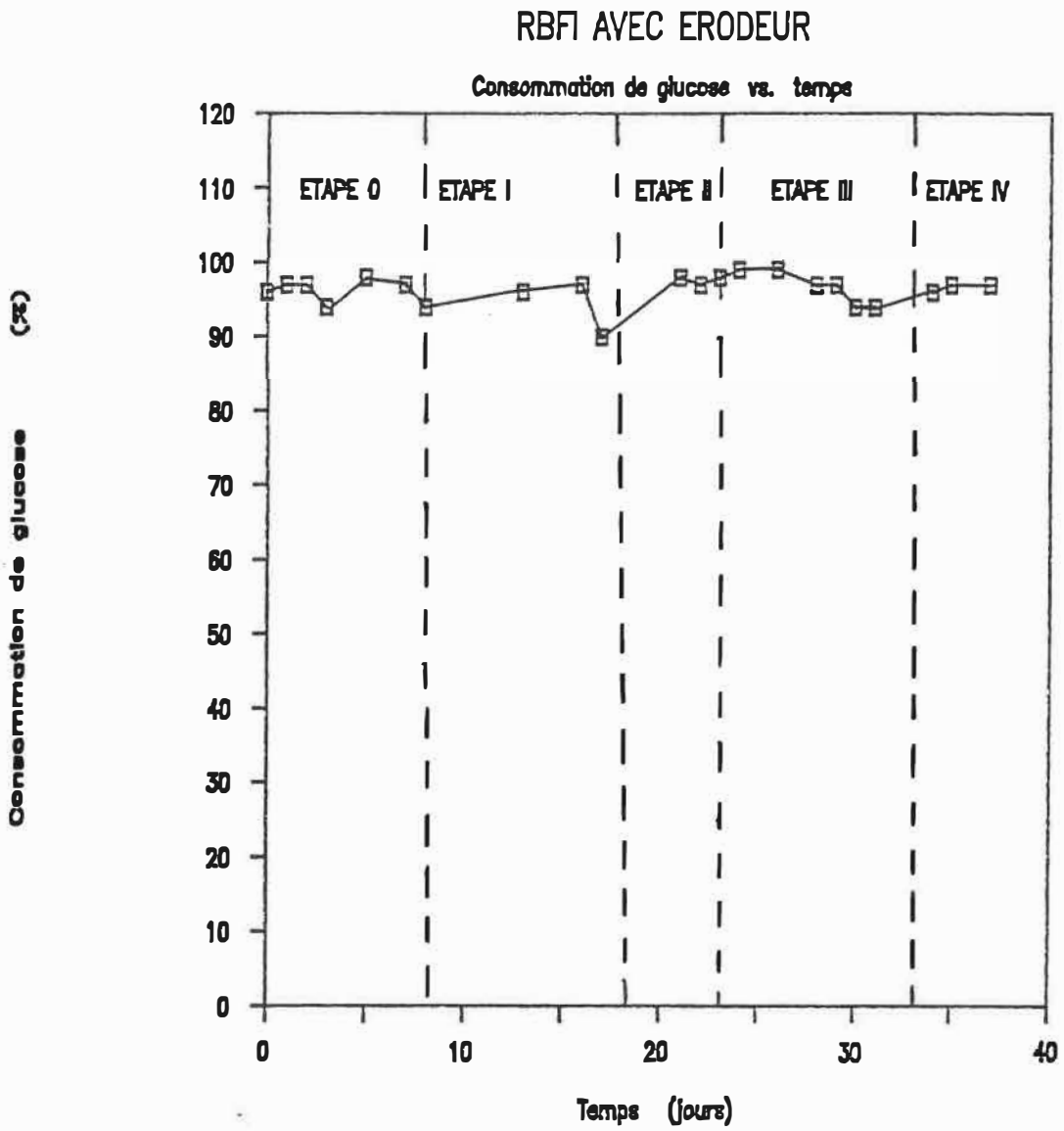


Figure 7d: RBFI avec érodeur.

Consommation du glucose vs temps.

Etape I : Cette étape correspond à la période pendant laquelle l'expansion totale du lit avec recirculation des bioparticules commence, mais avant l'installation de l'érodeur.

Elle est définie à partir de la huitième journée jusqu'à la dix-huitième journée d'opération.

La différence initiale d'épaisseurs de biofilm entre le haut et le bas du lit est devenue presque nulle à la fin de cette étape. En effet, l'épaisseur du biofilm, et principalement celle du bas du lit, a diminué progressivement pour tendre vers une uniformisation de la taille des bioparticules avec celle du haut du lit, autour de la 18ième journée. Les épaisseurs étaient alors de l'ordre de 150 micromètres. Ce phénomène peut être attribué à une recirculation partielle des bioparticules les plus lourdes, celles du bas du lit seulement qui ont passé d'une valeur initiale de 500 micromètres à 130 micromètres après dix jours. Le début de la recirculation de ces particules, jumelé à l'érosion causé dans la zone d'aération entraînerait une redistribution de la taille des bioparticules selon la hauteur dans la section annulaire. Ainsi, des phénomènes de transport autant que d'érosion seraient responsables des changements de diamètre moyens en haut et en bas du lit enregistrés pendant cette étape. Ces changements sont representés par des taux nets de

diminution de l'épaisseur moyenne de 33 micromètres/jour en bas du lit et de 7 micromètres/jour en haut du lit.

D'autre part, la concentration de biomasse en suspension n'a pas été affectée par ces changements, tel que montré à la Figure 7c.

Le pourcentage de consommation de glucose ainsi que l'expansion complète du lit sont restés constants à leurs niveaux maximals pendant cette étape. Figures 7b et 7d.

Etape II: Cette étape correspond aux premières cinq journées postérieures à l'installation de l'érodeur au dix-huitième jour d'opération.

Les changements les plus significatifs pendant cette étape ont été au niveau de la concentration de biomasse en suspension et au niveau de l'expansion du lit fluidisé comme conséquences de l'enlèvement additionnel du biofilm par l'érodeur.

En effet, dès l'installation de l'érodeur, on a constaté une diminution partielle de l'épaisseur du biofilm dans le lit fluidisé manifestée par une augmentation progressive de la proportion de bioparticules possédant une épaisseur de biofilm correspondant à celle du haut du lit.

La réduction de l'épaisseur du biofilm était alors de l'ordre de 16 micromètres/jour en haut du lit et de 4 micromètres/jour en bas du lit.

On remarque aussi que l'action combinée des quatre principaux facteurs d'érosion du biofilm, l'érodeur, l'aérateur, l'effet d'entrée et de fluidisation, tend à contrôler l'épaisseur du biofilm à une valeur de 50 microns, épaisseur avec laquelle les bioparticules sortaient du tube central comme résultat de l'érosion.

Cependant, on constate qu'en bas du lit l'épaisseur de biofilm s'est maintenue presque constante pendant cette période, ce qui a occasionné la formation d'un profil d'épaisseur qui était pratiquement nul.

L'enlèvement du biofilm par l'érodeur mené à une diminution de l'expansion du lit qui est passée de 50 à 45 centimètres après quatre jours, tel qu'on peut le voir à la Figure 7b, apportant une diminution considérable du taux de recirculation des bioparticules. Par conséquent, on suppose que l'action de l'érodeur était devenue superflue pour une fraction des bioparticules du bas du lit.

La concentration de biomasse en suspension a augmenté considérablement pendant cette deuxième étape à cause de

cette érosion additionelle. Elle est passée d'une valeur initiale de 150 mg/L à 2200 mg/L (Figure 7c) qui représente une augmentation de quelques 15 fois en trois jours. Cette augmentation pourrait, par ailleurs, souligner la prédominance de l'érosion face au transport des bioparticules pendant cette étape contrairement aux constatations de l'étape I.

Le taux de consommation de glucose ne s'est pas vu affecté pendant cette étape (Figure 7d).

Etape III: La troisième étape commence à partir de la vingt-troisième journée d'opération où l'expansion du lit n'atteignait pas la base du tube interne.

Pendant cette étape, il y a eu alors une nouvelle croissance du biofilm, d'abord en bas du lit, ensuite en haut du lit (Figure 7a). Cette croissance s'est poursuivie jusqu'à ce que le profil d'épaisseur de biofilm atteigne le point auquel il y a eu de nouveau une expansion totale du lit avec recirculation des bioparticules.

Cette évolution progressive des épaisseurs du biofilm, et par conséquent de l'expansion du lit, est représentée aux Figures 7a et 7b dans la période comprise entre les journées 23 et 33. Pendant cette étape, qui peut être

comparée à l'étape 0, l'érosion du biofilm était régie uniquement par l'effet d'entrée et de fluidisation.

On a assisté alors à la croissance progressive du biofilm qui atteignait à la fin de la période des valeurs semblables à celles observées lors de la prémière expansion totale du lit (Etape 0), soit 200 micromètres en haut du lit et 600 micromètres en bas du lit. Les taux de croissance nette du biofilm pendant cette période ont été, par contre, inférieurs à ceux observés à l'étape 0, soit 15 micromètres/jour et 45 micromètres/jour, en haut et en bas du lit respectivement.

Pendant cette période, la concentration de biomasse en suspension, qui se trouvait très élevée au début, a diminué considérablement suivant le processus de fixation du biofilm (Figure 7c).

Etape IV: Cette étape commence avec la deuxième expansion totale du lit fluidisé et avec le reétablissement de la recirculation des bioparticules, au 33ième jour d'opération.

L'érosion du biofilm par la totalité du système s'est manifestée par une diminution brusque de l'épaisseur du biofilm (Figure 7a). Les épaisseurs de biofilm initiales de

200 et de 600 micromètres sont passées à 80 et 280 micromètres, en haut et en bas du lit respectivement, après trois jours. Cette diminution d'épaisseurs se traduit par des taux d'érosion de 40 et de 106 micromètres/jour, en haut et en bas du lit respectivement.

Une augmentation de la concentration de la biomasse en suspension a été observée et, comme pour les autres périodes, le pourcentage de consommation de glucose n'a pas été influencé par ces changements, se maintenant au-dessus de 90 % malgré un temps de rétention assez court de 2.8 heures (Figures 7c et 7d).

De manière recapitulative, les résultats obtenus pendant cette expérience, pour le processus d'érosion du biofilm, ont été compilés dans le Tableau 3.

Ce tableau indique les conditions initiales et finales d'épaisseur de biofilm en haut et en bas du lit, ainsi que les taux nets de changement du diamètre moyen des bioparticules en fonction des diverses étapes.

Un aspect fondamental est à souligner lorsqu'on compare les résultats. Une influence de l'épaisseur de biofilm initiale sur le taux net de croissance ou d'érosion a été observé pour des étapes soumises au même régime.

Tel est le cas pour les deux étapes de croissance du biofilm (Etape 0 et III), où le taux net de croissance pour l'étape III est inférieur à celui de l'étape 0, alors que l'épaisseur de biofilm initiale était supérieure pour l'étape III.

De la même façon, en comparant les étapes II et IV, c'est l'étape IV, dont l'épaisseur initiale de biofilm était supérieure, a montré un taux d'érosion significativement plus élevé.

Ces résultats confirment, d'une certaine façon, l'importance de la taille des bioparticules dans le processus d'érosion pour chacune des zones d'érosion dans le RBFI, tel que présenté par le modèle interprétatif.

Tableau 3: Tableau récapitulatif du processus d'érosion dans le RBFI opéré avec érodeur.

ETAPE 0		ETAPE I		ETAPE II		ETAPE III		ETAPE IV	
Epaisseur biofilm (µm)	Taux net (µm/j)	Epaisseur biofilm (µm)	Taux net (µm/j)	Epaisseur biofilm (µm)	Taux net (µm/j)	Epaisseur biofilm (µm)	Taux net (µm/j)	Epaisseur biofilm (µm)	Taux net (µm/j)
HAUT:		HAUT:		HAUT:		HAUT:		HAUT:	
INIT.: 0	25	INIT: 200	7	INIT: 130	16	INIT: 50	15	INIT: 200	40
FINAL:200		FINAL:130		FINAL: 50		FINAL:200		FINAL: 80	
BAS:		BAS:		BAS:		BAS:		BAS:	
INIT.: 0	62	INIT: 500	33	INIT: 170	4	INIT: 150	45	INIT: 600	106
FINAL:500		FINAL:170		FINAL:150		FINAL:600		FINAL:280	

En ce qui concerne le réacteur opéré sans érodeur, la Figure 8 montre l'évolution des épaisseurs de biofilm pendant la période d'opération du réacteur.

Initialement, on constate que l'évolution de l'épaisseur du biofilm correspond à celle qui a été observée dans la première étape de l'expérience avec érodeur. Effectivement, une tendance à l'uniformisation des épaisseurs du biofilm entre le haut et le bas du lit est observée immédiatement après l'expansion totale du lit. Ceci s'est produit autour de la quatorzième journée, tel qu'on peut le voir à la Figure 8, lorsque l'épaisseur au bas du lit est passé de 1000 à quelques 370 micromètres; l'épaisseur au haut du lit était alors de 200 micromètres. On peut alors présumer, comme dans le cas précédent, que des phénomènes de transport jumelés à des phénomènes d'érosion prennent place lorsque la recirculation des bioparticules débute. Ces phénomènes jouent un rôle important dans la redistribution des particules selon la hauteur du lit fluidisé menant à une uniformisation des épaisseurs observée dans les deux cas.

Suite à cette uniformisation on a observé une augmentation graduelle de l'épaisseur du biofilm, en haut et en bas du lit, atteignant, après vingt jours d'opération, des valeurs de 800 à 1000 micromètres

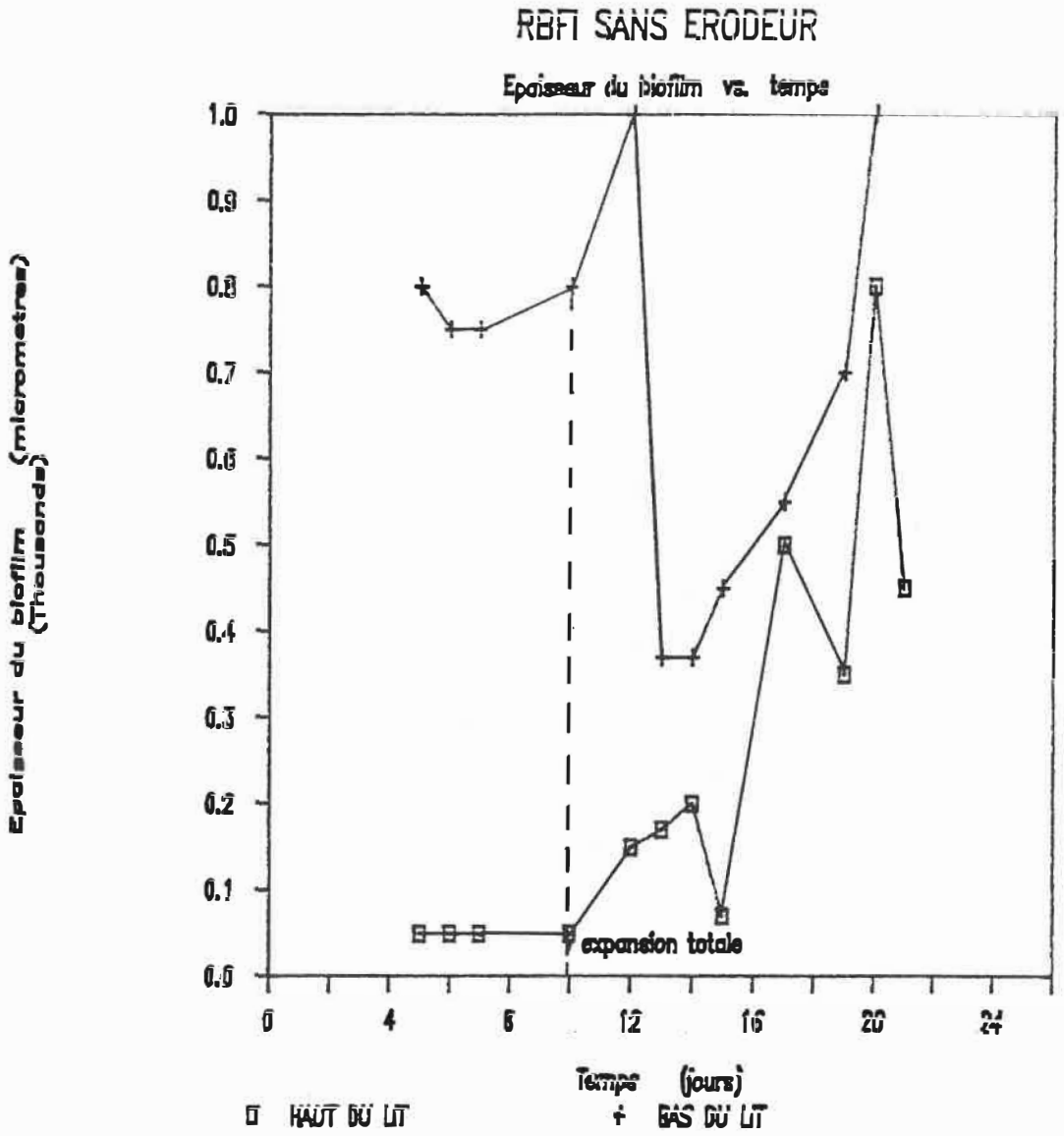


Figure 8: RBFI sans érodeur.

d'épaisseur. Cette constatation indique que le cisaillement naturel engendré par la zone diphasique n'était plus suffisant pour contrebalancer la croissance du biofilm et pour réaliser ainsi le contrôle du biofilm à long terme.

De plus, à partir de la vingtième journée, les bioparticules étaient suffisamment alourdies pour être entraînées à l'extérieur du réacteur par le courant liquide.

Pour ce réacteur le taux de consommation de substrat s'est maintenu également constant à sa valeur initiale de 90% malgré tous ces changements.

Une comparaison des résultats obtenus avec le réacteur sans érodeur et celui avec érodeur montre que, pour ce dernier, l'enlèvement du biofilm réalisé par l'érodeur est efficace mais assez radical, menant à des perturbations du régime permanent par la diminution de l'expansion du lit fluidisé et, par conséquent, à un arrêt temporaire de la recirculation des bioparticules. Par le fait même, on a pu constater qu'une portion du lit fluidisé n'arrive pas a être entraînée par la recirculation du liquide, empêchant ainsi le passage à travers l'érodeur de la totalité du lit de particules. Ce phénomène contribue à accentuer un profil abrupt de l'épaisseur de biofilm dans l'annulus du réacteur

par l'accumulation d'une portion de bioparticules possédant un épaisseur de biofilm incontrôlée.

Ceci est vraisemblablement causé par une vitesse de recirculation de liquide insuffisante conséquence d'un débit d'air inférieur à celui requis pour le système.

Cependant, même si les taux d'enlèvement du biofilm obtenus après chaque période d'érosion ne sont pas constantes, on observe un processus périodique d'érosion-expansion-érosion indiquant une tendance au maintien de l'épaisseur du biofilm dans des limites définies.

Dans le cas du réacteur opéré sans érodeur, par contre, la tendance est plutôt à l'uniformisation de l'épaisseur selon la hauteur du lit mais avec une croissance continuelle du biofilm.

Quant aux conditions de développement de la culture mixte utilisée, il faut faire remarquer un aspect important concernant le développement des espèces presentes dans le biofilm. Pour les deux réacteurs il y a eu développement de microorganismes filamenteux en proportion considérable. Dans les deux cas, le biofilm s'est développé comme une matrice filamenteuse dans laquelle se trouvaient attrappés

d'autres espèces tels que les bactéries, protozoaires, rotifères, etc.

L'existence de zones déficientes en oxygène selon la hauteur du réacteur, tel que discuté plus bas, pourrait avoir été à l'origine du développement de ces espèces. De plus, la proportion DCO:N:P: utilisée de 100:3.2:0.8, choisie pour favoriser l'adhésion des microorganismes aux surfaces, montre une légère déficience en azote et en phosphore, conditions qui encouragent le développement des filamenteuses.

La comparaison des Figures 7a et 8 montre, par ailleurs, une différence notable dans l'ordre de grandeur des biofilms développés pour les deux réacteurs, même avant l'installation de l'érodeur malgré le fait que les deux réacteurs étaient opérés simultanément sous les mêmes conditions d'alimentation. L'épaisseur était deux fois supérieure pour le réacteur sans érodeur. Ce phénomène est attribuable à des petites variations dans le débit d'alimentation de nutriments dans chaque réacteur. En effet, le système de pompage utilisé consistait en des pompes péristaltiques munies de tubes en silicone comme transporteur de fluides; ces tubes sont soumis à des frictions continuelles et s'usent continuellement, affectant ainsi le débit. Etant donné que les solutions

utilisées consistaient en des solutions concentrées, des petites variations dans le débit conduisent à des perturbations considérables dans le rapport DBO:N:P, et par conséquent, dans le développement du biofilm. Un contrôle rigureux des conditions d'alimentation est donc recommandé pour l'opération de ces systèmes.

4.2.4-Concentration d'oxygène dissous.

Un échantillonnage de la concentration d'oxygène dissous a été réalisé simultanément à l'étude de l'érodeur, afin d'étudier l'influence de l'érodeur sur la concentration d'oxygène dissous. Des mesures de l'oxygène dissous à 2, 20, 30 et 40 centimètres du niveau supérieur du lit fluidisé ont été prises pendant les changements d'étapes lors de cette étude.

Les Figures 9 et 10 montrent le profil d'oxygène dissous dans le lit pour chaque étape pour le réacteur avec et sans érodeur respectivement.

Pour le réacteur avec érodeur, on peut observer que la présence de ce dernier causait une augmentation de la quantité d'oxygène dissous immédiatement après son installation, notamment en haut du lit. Ceci provoquait un profil d'oxygène plus accentué, variant entre 6 et 3 ppm,

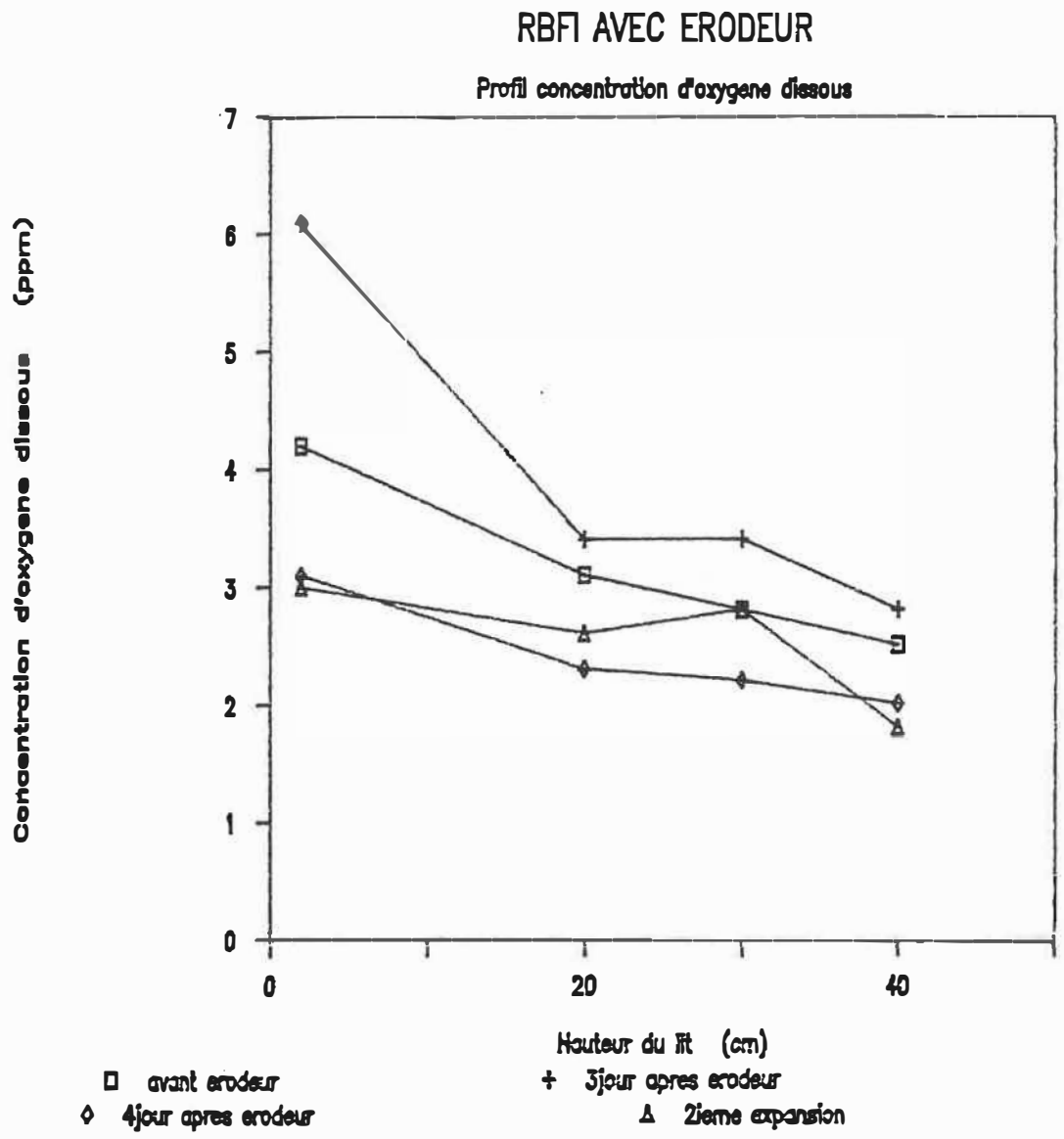


Figure 9: Profil de concentration d'oxygène dissous.

RBFI avec érodeur.

indiquant que l'érodeur, en plus de contrôler l'épaisseur du biofilm, contribuait à l'amélioration du transfert de masse dans la zone diphasique. Le passage du courant gazeux à travers le lit de cylindres d'acier que constitue l'érodeur, diminuerait la taille des bulles d'air, entraînant une augmentation de la surface d'échange et donc un accroissement du transfert d'oxygène.

Cependant, on remarque que pendant les périodes où l'expansion du lit était totale, avant ou après l'installation de l'érodeur, le profil de concentration d'oxygène dissous variait entre 4 et 1.8 ppm. Cette diminution relative de l'oxygène dissous peut être attribuée à l'accumulation rapide d'une grande quantité de biomasse dans l'annulus du réacteur, ce qui entraînerait un taux de consommation d'oxygène non négligeable par rapport au taux de transfert d'oxygène, créant ainsi des zones où la concentration d'oxygène devient limitante.

Quant aux résultats trouvés avec le réacteur opéré sans érodeur, on observe dans le suivi de la concentration d'oxygène dissous avant et après l'expansion totale du lit, une diminution continuelle de la quantité d'oxygène résiduelle à partir du moment où l'expansion complète commence. Ainsi, le profil pasait de 3.5 et 2 ppm avant expansion totale à 1 et 0.8 ppm après l'expansion.

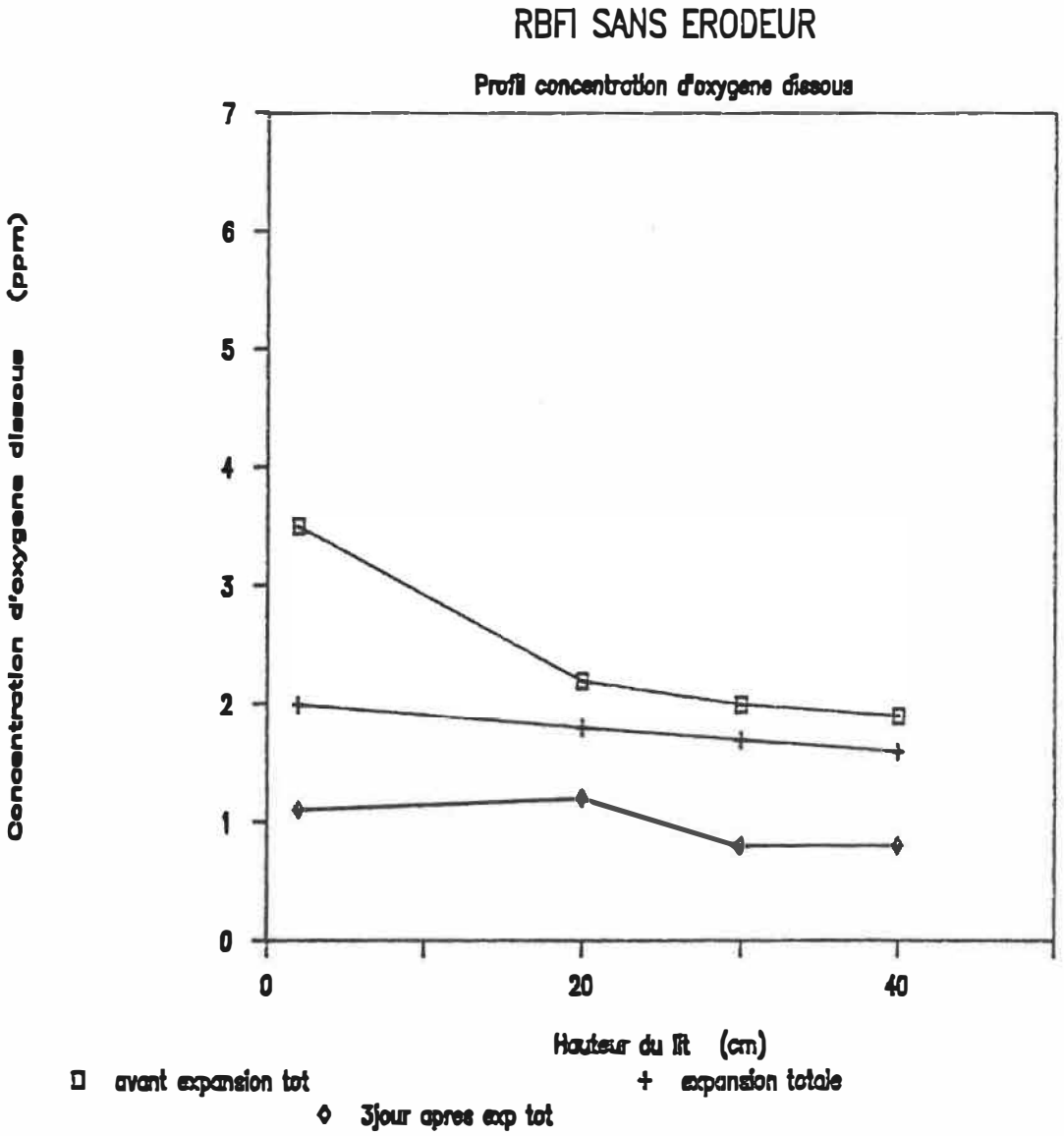


Figure 10:Profil de concentration d'oxygène dissous.

RBFI sans érodeur.

Par observation expérimentale, on a constaté dans les deux cas que, peu après l'expansion totale du lit, des microorganismes filamenteux se développaient, et que le niveau d'oxygène dissous se trouvait alors à un maximum de 1.5 ppm au bas du lit.

Cette constatation, en plus de la diminution du profil d'oxygène après l'expansion, vient confirmer le fait que la croissance continuelle du biofilm dans le réacteur sans érodeur nuit à l'efficacité du transfert gazeux dans la zone diphasique. Ceci indique également l'existence d'un seuil limite de concentration d'oxygène de l'ordre de 1.5 ppm sous lequel des problèmes opérationnels apparaissent.

5-CHAPITRE IV: RESULTATS ET DISCUSSION.

TRANSFERT D'OXYGENE DANS LE RBFI

A partir des résultats obtenus dans l'étude de la performance (Chapitre III), on a pu constater que le débit d'alimentation d'air et notamment la concentration d'oxygène, est un facteur clé dans la caractérisation de ce type de réacteurs étant donné son influence sur d'autres paramètres.

Ce quatrième chapitre vise donc la détermination d'un modèle permettant d'évaluer le coefficient de transfert d'oxygène, dans le RBFI opéré avec une culture mixte, pour établir les conditions d'aération optimales.

Trois situations ont été analysées: d'abord, le réacteur a été opéré avec de l'eau (sans microorganismes), avec et sans érodeur, pour observer l'influence de l'érodeur sur le transfert d'oxygène; ensuite, le réacteur a été opéré comme "air-lift", avec de la biomasse en suspension; puis, on a étudié le RBFI proprement dit sous les mêmes conditions d'opération utilisées dans l'étude de performance mais en faisant varier le débit d'air.

Un modèle pour la détermination du coefficient de transfert d'oxygène dans le RBFI, suivant la méthode modifiée de Bandyopadhyay et Humphrey (1967), est proposé ici.

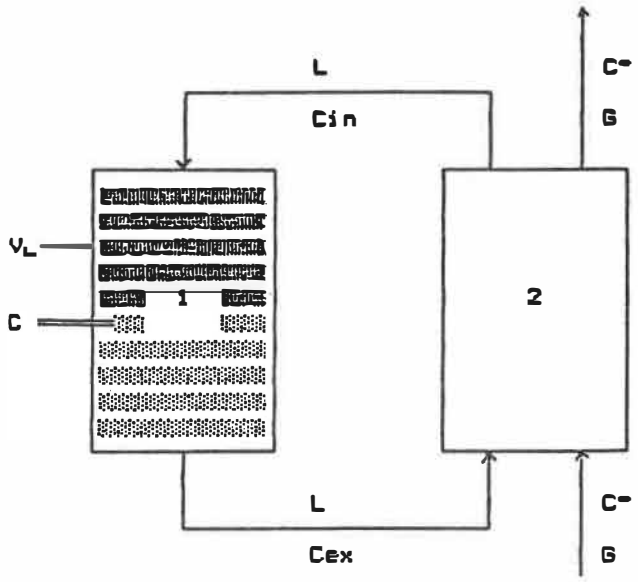
5.1-Modèle de transfert d'oxygène proposé.

Le modèle de transfert d'oxygène proposé repose sur la base du comportement du réacteur observé lors de l'étude de performance. Nous pouvons émettre les hypothèses suivantes:

- agitation parfaite dans le tube d'aération.
- écoulement piston dans l'annulus, profil d'oxygène selon la hauteur dans l'annulus.
- régime quasi-permanent dans l'annulus.
- cinétique de consommation d'oxygène d'ordre zéro dans l'intervalle de concentration étudié.
- concentration négligeable de biomasse dans le tube d'aération.
- variation négligeable de la pression hydrostatique vu la faible hauteur de liquide. Cette hauteur de 50 centimètres se traduit par une différence de pression de 5% entre le haut et le bas du tube central.

L'analyse du phénomène de consommation d'oxygène dans le réacteur a été divisé en deux zones, l'annulus (zone 1) et le tube central (zone 2), pour le développement des équations qui définissent le processus.

Le schéma suivant indique les courants d'entrée et de sortie et les zones selon lesquelles le réacteur a été divisé.



Le taux de désorption et d'absorption de l'oxygène dissous jumelé à l'effet du taux de consommation microbienne, dans le cas du réacteur opéré avec des microorganismes, permettent d'établir les modèles de base pour la détermination du $K_L a$ selon le débit de gaz, dans le RBFI.

Le taux de transfert d'oxygène dans le réacteur est défini par des bilans sur l'oxygène dans chacune des zones.

<u>Bilan sur l'oxygène dans le tube d'aération:</u>

$$\frac{d(V_2 C_2)}{dt} = -K_L A_2 \ (C_2 - C^*) + L \ (Cex - Cin) - rX_2 V_2 \qquad (1)$$

en réarrangeant, on obtient avec V_2 constant:

$$\frac{dC_2}{dt} = -K_L a_2 (C_2 - C^*) + \frac{L(Cex-Cin)}{V_2} - rX_2 \qquad (2)$$

d'après l'hypothèse voulant que la concentration de biomasse dans le tube d'aération est faible, on peut considérer le terme rX_2 comme étant négligeable. Cette hypothèse est basée sur le rapport des volumes entre la section annulaire et le tube central. En considérant une fraction de gaz de 20% dans le tube central (Garnier 1987), ce rapport indique un volume de 7.5 fois inférieur dans le tube central et, par conséquent, le terme de consommation d'oxygène par les microorganismes dans cette zone peut être consideré négligeable.

Le taux de transfert d'oxygène dans le tube d'aération s'exprime donc,

$$\frac{dC_2}{dt} = -K_L a_2 (C_2 - C^*) + \frac{L}{V_2}(Cex-Cin) \qquad (3)$$

<u>Bilan sur l'oxygène dans l'annulus:</u>

$$(Cex-Cin) = -rX_1 \frac{V_1}{L} \qquad (4)$$

étant donné l'agitation parfaite dans le tube d'aération, on peut assumer que,

$$C_2 = Cin \qquad (5)$$

et, par conséquent,

$$\frac{dC_2}{dt} = \frac{dCin}{dt} \qquad (6)$$

En combinant ces quatre expressions, soit (3), (4), (5) et (6), on obtient l'expression du taux de transfert d'oxygène dans le réacteur

$$\frac{dCin}{dt} = -K_L a_2 \ (Cin-C^*) \quad -rX_1 \frac{V_1}{V_2} \qquad (7)$$

Etant donné que l'acquisition de données pour nos expériences se faisait à une profondeur de liquide constante dans l'annulus du réacteur, différente de celle où se trouve Cin, on a intérêt à exprimer l'équation (7) en fonction de la concentration d'oxygène C, au point de mesure.

Un bilan sur l'oxygène entre le point d'acquisition et l'entrée à l'annulus nous donne,

$$Cin = C + rX \frac{V_L}{L} \qquad (8)$$

par hypothèse de régime quasi-permanent dans l'annulus, on peut dire que

$$\frac{dC}{dt} = \frac{dCin}{dt} \qquad (9)$$

en remplaçant les équations (8) et (9) dans l'équation (7) et en réarrangeant, on obtient l'expression de la consommation d'oxygène dans le réacteur exprimée en fonction d'une concentration d'oxygène C mesurée:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a_2 \left[\left(C^* - rX \frac{V_L}{L} \right) - C \right] - rX_1 \frac{V_1}{V_2} \qquad (10)$$

La méthode utilisée ici pour la détermination du coefficient de transfert d'oxygène impliquait l'imposition d'une perturbation de type échelon au système lors de la désorption et lors de l'absorption. Pour la détermination du $K_L a_2$, on a utilisé alors des variables de déviation entre la condition initiale et la condition à l'état de limite stationnaire de concentration d'oxygène pour chaque perturbation.

La variable de déviation, C', est définie comme étant égale à la différence entre la concentration mesurée, C, et la concentration d'oxygène pour un temps qui tend vers l'infini, soit à l'état limite stationnaire de C après la perturbation, designé, C_∞.

$$C' = C - C_\infty \qquad (11)$$

par dérivation on peut dire que:

$$\frac{dC'}{dt} = \frac{dC}{dt} - \frac{dC_\infty}{dt} \qquad (12)$$

avec $\frac{dC_\infty}{dt} = 0$

L'état stationnaire s'exprime à partir de l'équation (10) comme suit:

$$\frac{dC_\infty}{dt} = 0 = K_L a_2 \left[\left(C^* - \frac{rX\ V_L}{L}\right) - C_\infty\right] - rX_1 \frac{V_1}{V_2} \qquad (13)$$

puis par soustraction de (10) moins (13) on obtient

$$\frac{dC'}{dt} = -K_L a_2\ (C - C_\infty) = -K_L a_2\ C' \qquad (14)$$

L'intégration de cette expression nous donne finalement l'expression qui permet l'évaluation analytique du $K_L a$:

$$\mathrm{Ln}\ (C'/\ Co') = -K_L a_2\ t + \text{constante} \qquad (15)$$

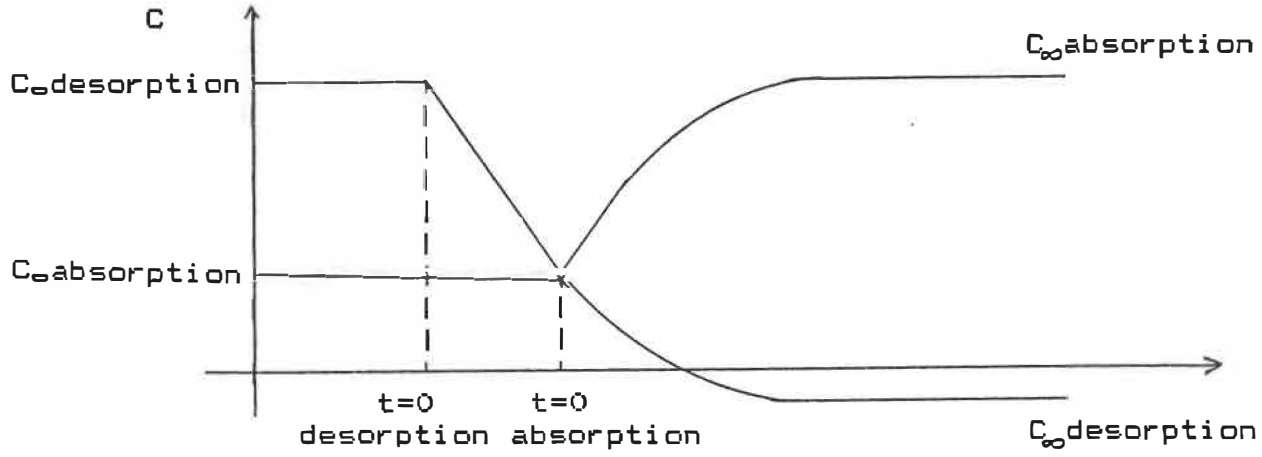
égale à

$$\mathrm{Ln}\left(\frac{(C - C_\infty)}{(Co - C_\infty)}\right) = -K_L a_2\ t + \text{constante} \qquad (16)$$

L'obtention analytique du coefficient de transfert d'oxygène peut donc être réalisée par la pente d'un graphique de Ln(C'/Co') vs t, tant en désorption qu'en absorption.

De cette façon, la détermination du coefficient de transfert d'oxygène par cette méthode de variables de déviation présente l'avantage d'omettre la détermination du taux spécifique de consommation d'oxygène.

Une réponse typique à la méthode proposée est schématisée dans la figure suivante:



Les concentrations Co et de C_{∞} peuvent être établies expérimentalement selon les conditions initiale et finale de chaque période, sauf dans le cas de la désorption.

Effectivement, les expériences de désorption devaient être arrêtées à une certaine valeur limite de concentration d'oxygène, établie à 1.5 ppm, en-dessous de laquelle la cinétique de consommation d'oxygène risquerait d'être modifiée. Alors, la détermination expérimentale de $C_{\infty,désorption}$ n'est pas possible par la technique utilisée; elle doit donc être estimée mathématiquement par régression

non-linéaire.

Du point de vue physique, cette concentration serait nulle si on maintenait la consommation d'oxygène jusqu'à un temps infini; cependant, l' hypothèse de cinétique de consommation d'ordre zéro impose à la concentration $C_{\infty,\text{désorption}}$ une valeur mathématique négative et inférieure à la différence (C-Cin), tel que développé ici à l'aide de l'expression (13).

En considérant qu'en désorption $C^* = 0$, on obtient donc l'expression de $C_{\infty,\text{désorption}}$.

$$C_{\infty,\text{désorption}} = \frac{-rX_1 \quad V_1}{K_L a_2 \quad V_2} - \frac{rX_L \quad V_L}{L} \qquad (17)$$

En réarrangeant cette équation avec les expressions (5) et (8), on obtient

$$C_{\infty,\text{désorption}} = (C - Cin) \left(1 + \frac{L \quad K}{K_L a_2 \quad V_2} \right) \qquad (18)$$

où $K = \frac{-rX_1 \quad V_1}{-rX_L \quad V_L} =$ constante de proportionnalité des concentrations de biomasse

Sachant que la concentration C est toujours inférieure ou égale à la concentration Cin et que le terme $(L \quad K/K_L a_2 \quad V_2)$ est nécessairement positif, il est donc confirmé que les limites numériques de $C_{\infty,\text{désorption}}$

dépendent essentiellement de l'ordre de grandeur de (C-Cin). Vu que les paramètres Cin, L, K et $K_L a_2$ n'étaient pas connus lors des expérimentations, le critère d'estimation de $C_{\infty,\text{désorption}}$ a été établi selon la régression non-linéaire donnant le coefficient de corrélation le plus élevé.

5.2-Expériences réalisées.

Pour toutes les expériences, l'acquisition s'est réalisée à l'aide d'une sonde à oxygène dissous installée dans l'annulus du réacteur à une profondeur de liquide constante de 20 centimètres.

Un seuil inférieur limite de concentration d'oxygène de 1.5 ppm a été établi à partir de la littérature et de l'étude réalisée au chapitre III qui montrait l'apparition de problèmes opérationnels dus au développement de filamenteuses lorsque la concentration d'oxygène approchait de cette valeur.

5.2.1-Réacteur opéré avec de l'eau.

L'acquisition s'est réalisée en faisant varier le débit d'air entre 45 et 120 mL/s, premièrement pour le réacteur sans érodeur et, ensuite, pour le réacteur avec l'érodeur. Les expériences ont été réalisées à une température de 24°C.

Les résultats de l'acquisition de données de la concentration d'oxygène en fonction du temps, pour chaque débit, sont montrés à la Figure 11.

La détermination du coefficient global de transfert d'oxygène, $K_L a$, s'est faite à l'aide de la pente obtenue du graphique de $Ln(C-C_\infty)/(Co-C_\infty)$ vs temps pour chaque condition, désorption et absorption. Dans ce cas-ci, la valeur de $C_{\infty,désorption}$ a été considérée égale à zéro puisqu'il n'y avait pas de réaction de consommation d'oxygène (pas de microorganismes).
Les valeurs du $K_L a$ ainsi obtenus se trouvent au Tableau 4.

La variation du $K_L a$ en fonction du débit d'air pour le réacteur opéré avec et sans érodeur est présentée à la Figure 12.

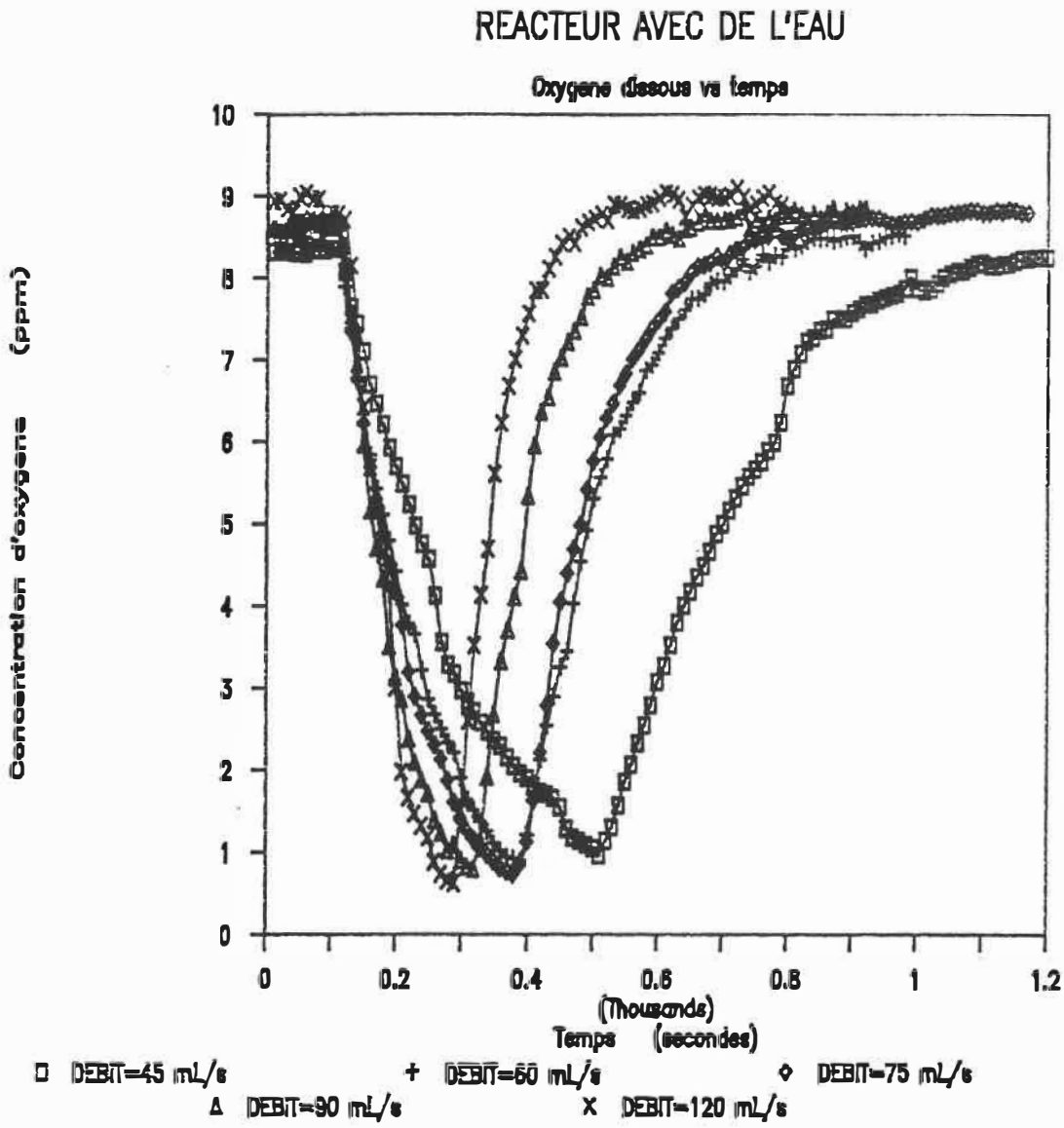


Figure 11:Concentration d'oxygène en désorption et en absorption. Réacteur avec de l'eau.

Dans les deux cas, on observe une nette augmentation du $K_L a$ avec le débit de gaz ainsi qu'une bonne correspondance entre les valeurs trouvées en désorption et en absorption, la différence étant de l'ordre de 15%, ce qui, pour des estimations de $K_L a$, est très acceptable.

On remarque en outre que, même si la tendance générale est semblable, les valeurs obtenues avec l'érodeur ne diffèrent pas significativement de celles obtenues sans celui-ci. Cette constatation ne correspond pas aux résultats attendus, puisque la présence de l'érodeur devrait agir, à prime abord, comme un diffuseur qui réduit la grosseur des bulles d'air, favorisant ainsi le transfert d'oxygène.

Ainsi, on a observé que, pour les trois premiers débits étudiés, le $K_L a$ obtenu avec l'érodeur est jusqu'à 40% inférieur par rapport aux valeurs obtenues sans érodeur. Par contre, pour les deux derniers débits, le transfert semblerait amélioré, montrant une augmentation de 20% pour les expériences avec érodeur.

Ceci suggère l'existence d'un débit d'air à partir duquel l'action de l'érodeur, du point de vue transfert de matière, deviendrait plus efficace, soit un débit d'air supérieur à 90 mL/s. Ce phénomène peut être expliqué par la

perte de charge additionnelle créée par la présence de l'érodeur à des faibles débits de gaz. En effet, le lit de particules qui forme l'érodeur est susceptible d'être fluidisé par le courant gazeux mais, avant d'atteindre la vitesse minimale de fluidisation, la perte de charge est suffisante pour occasionner une diminution de la vitesse de recirculation du liquide et, par conséquent, affecter négativement le transfert d'oxygène.

Ainsi, la comparaison des débits de gaz semblables pour les expériences avec et sans érodeur serait hasardeuse puisque les conditions de vitesse de recirculation du liquide ne sont pas les mêmes. Les travaux de Garnier (1987) à cet égard montrent le même effet. Cependant, il faudrait réaliser une mesure de la vitesse de recirculation du liquide pour affirmer cette hypothèse.

De ces expériences, on peut donc conclure que l'influence de l'érodeur utilisé sur le transfert d'oxygène n'est pas remarquable pour le réacteur opéré avec de l'eau dans l'intervalle de débits étudié.

Par contre, l'influence d'autres paramètres comme les propriétés du liquide, i.-e. différence de viscosité entre l'eau et le milieu de culture, et les caractéristiques du distributeur de gaz devrait être considérée.

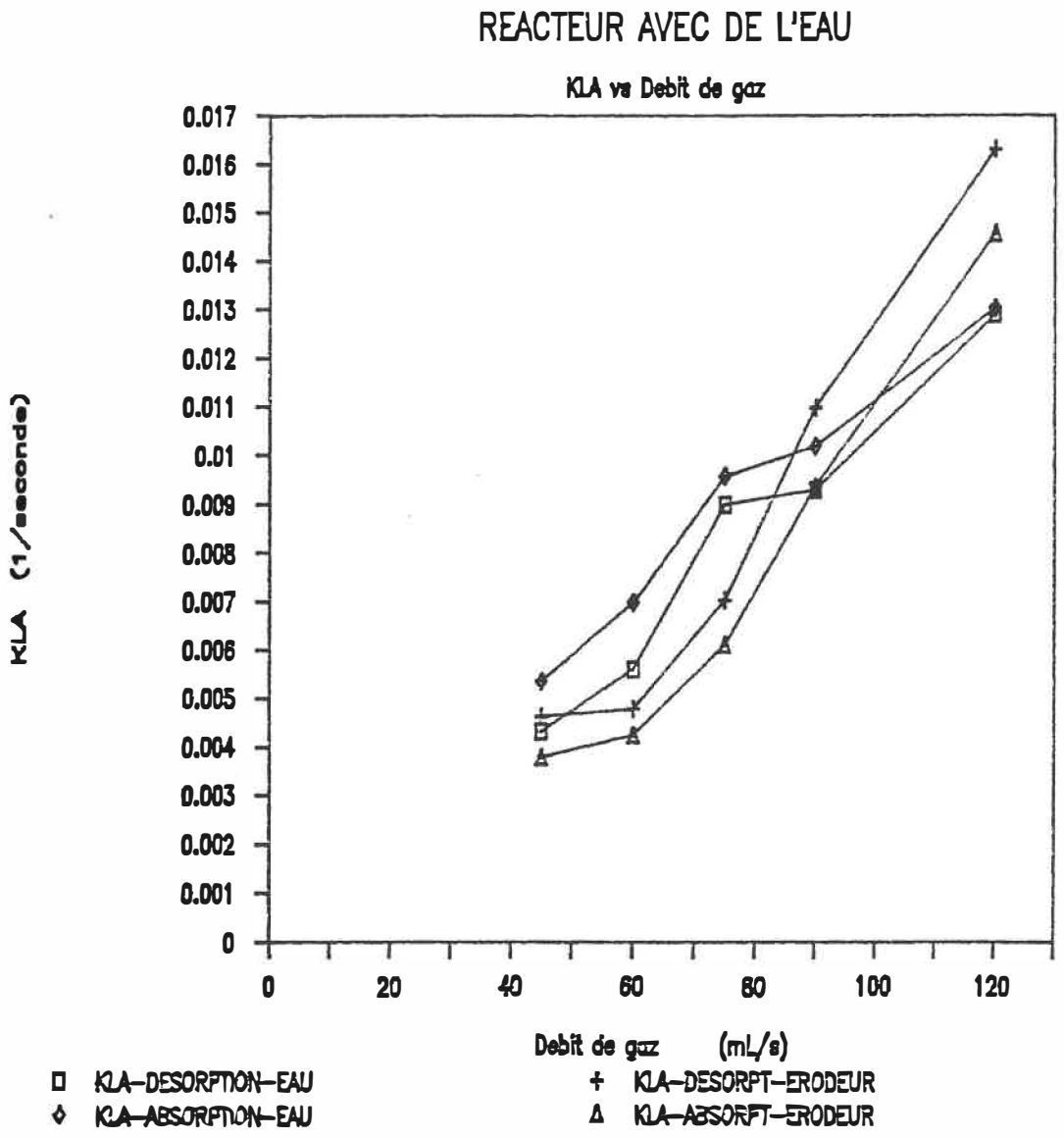


Figure 12:Variation du coefficient de transfert d'oxygène en fonction du débit d'air. Réacteur avec de l'eau.

Tableau 4: Coefficients de transfert d'oxygène.

Réacteur avec de l'eau.

	SANS ERODEUR		AVEC ERODEUR	
DEBIT DE GAZ (mL/s)	$K_L a$ désorption (s^{-1})	$K_L a$ absorption (s^{-1})	$K_L a$ désorption (s^{-1})	$K_L a$ absorption (s^{-1})
45	0.00434	0.00537	0.00465	0.00380
60	0.00561	0.00698	0.00480	0.00426
75	0.00899	0.00958	0.00703	0.00612
90	0.00929	0.01019	0.01098	0.00937
120	0.01291	0.01304	0.01631	0.01458

5.2.2-Réacteur opéré avec la biomasse en suspension.

Six débits de gaz ont été étudiés pour cette expérience en faisant varier le débit entre 60 et 120 mL/s.

La concentration de biomasse en suspension était de 450 mg/L, exprimée comme solides volatiles en suspension, et la température était de 24°C. Les expériences ont été réalisées sans billes et sans érodeur.

Les résultats de l'acquisition de données de la variation de la concentration d'oxygène en fonction du temps pour chaque débit sont exposés à la Figure 13.

On remarque pour tous les débits étudiés que la valeur initiale de concentration d'oxygène, au régime établi, est assez élevée, ce qui assure à priori une petite différence (C-Cin).

Les coefficients de transfert d'oxygène pour chaque débit, obtenus à l'aide du modèle proposé, se trouvent résumés au Tableau 5 et à la Figure 14. On observe que la différence entre les valeurs obtenues en absorption et en désorption est négligeable.

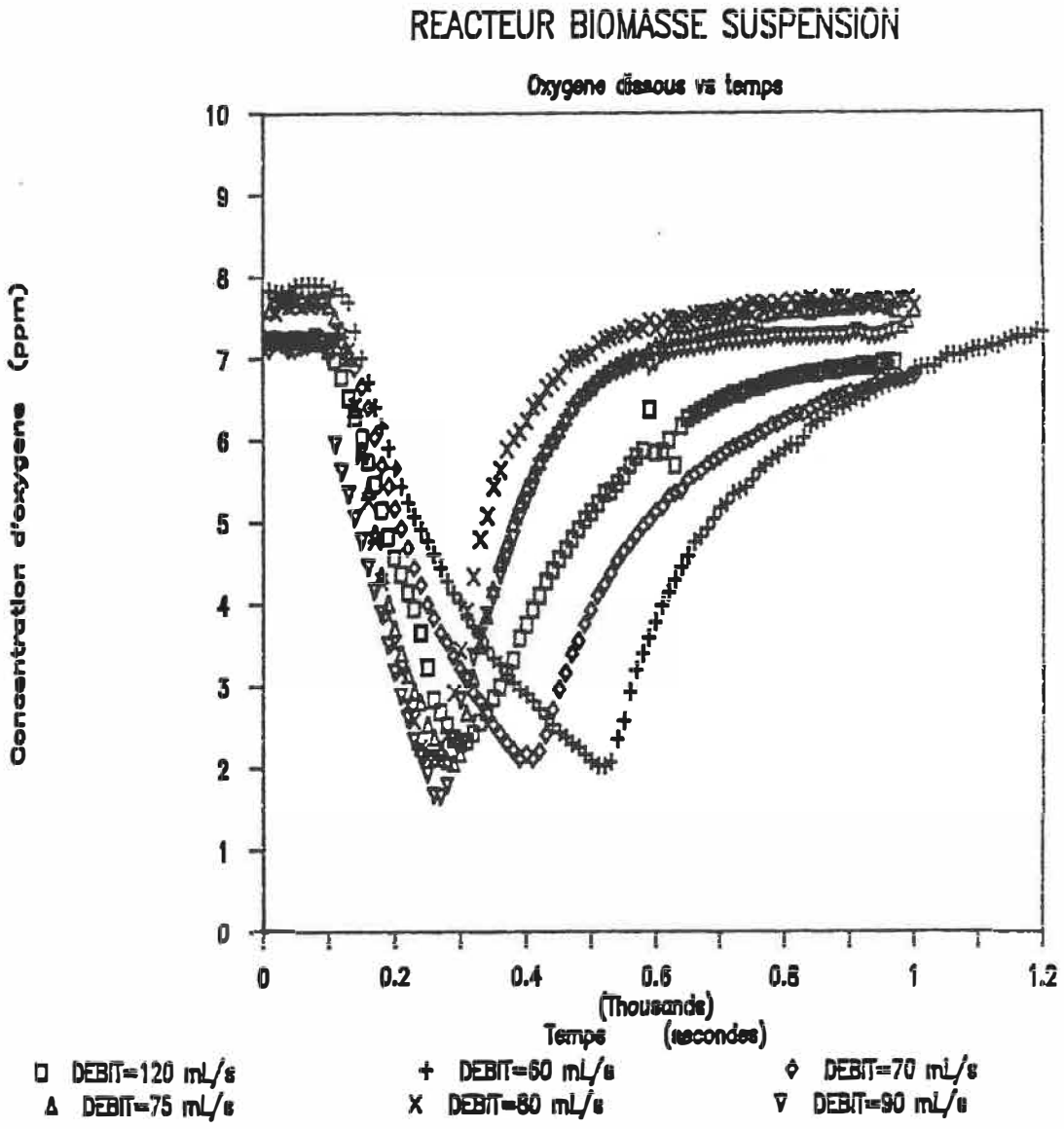


Figure 13;Concentration d'oxygène en désorption et en absorption. Réacteur avec de la biomasse en suspension.

Tableau 5: Coefficients de transfert d'oxygène.
Réacteur avec biomasse en suspension.

DEBIT DE GAZ (mL/s)	$K_L a$ désorption (s^{-1})	$K_L a$ absorption (s^{-1})
60	0.00340	0.00372
70	0.00476	0.00452
75	0.00814	0.00762
80	0.01023	0.01126
90	0.00923	0.00923
120	0.00504	0.00482

Ces résultats montrent également une nette augmentation du $K_L a$ avec le débit de gaz jusqu'au débit 80 mL/s; par contre, pour des débits supérieurs à celui-ci, le transfert diminue.

De ceci, on peut affirmer l'existence d'une valeur de débit d'air, à 80 mL/s, pour lequel le transfert d'oxygène dans le système en culture libre est optimal. La diminution observée au-delà de ce débit peut être interprétée tel qu'expliqué ci-dessous.

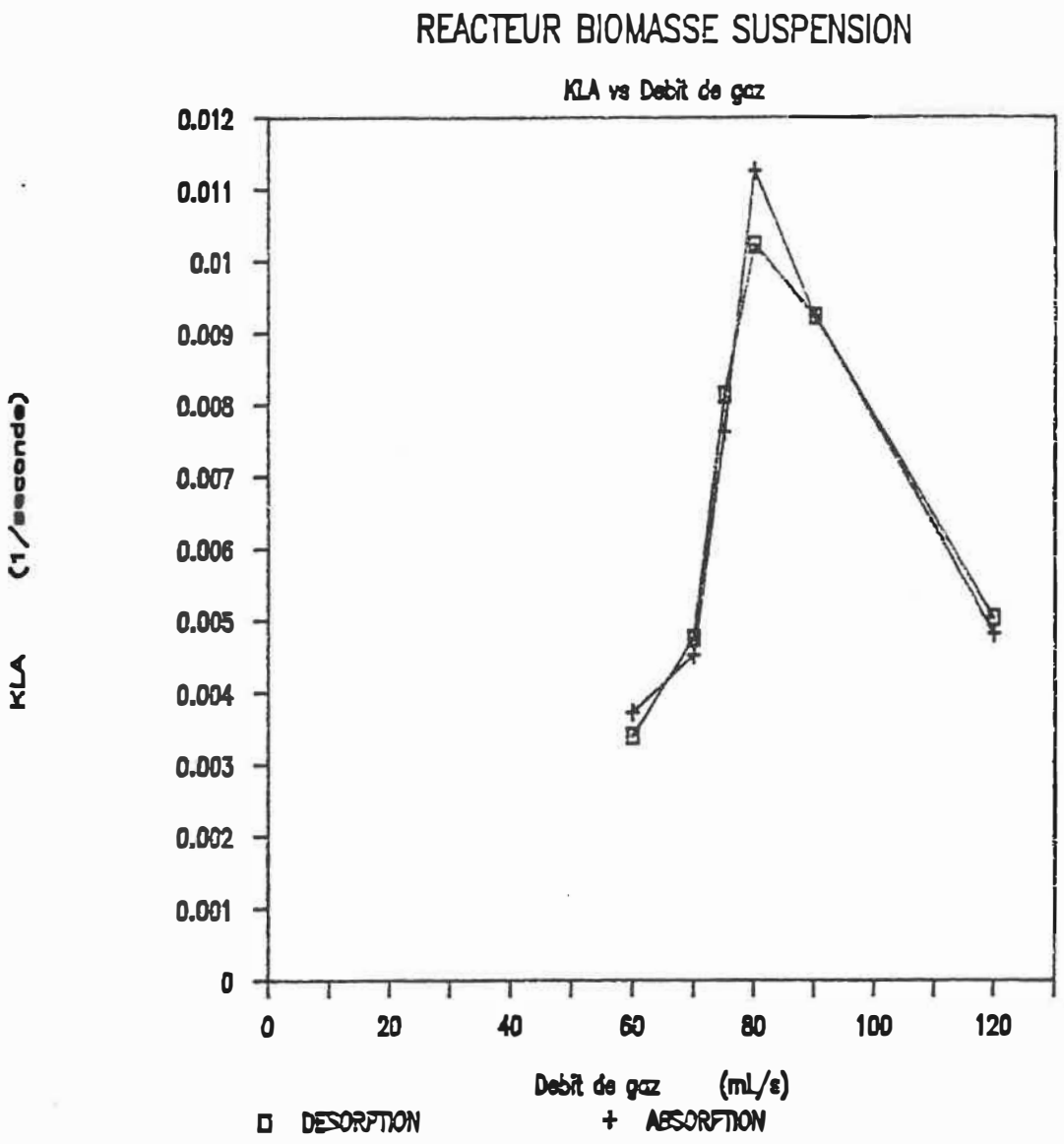


Figure 14:Variation du coefficient de transfert d'oxygène en fonction du débit d'air. Réacteur avec de la biomasse en suspension.

Expérimentalement, on a observé que pour les deux derniers débits, soit 90 et 120 mL/s, l'agitation du liquide était très élevée. Une rétention de petites bulles de gaz dans l'annulus du réacteur était alors observée et ce, de façon croissante selon le débit. La présence de ces bulles de gaz affecte certainement le transfert de masse de façon négative. En effet, le transfert gazeux s'étendant à l'annulus occasionnerait une source additionnelle d'oxygène dans le liquide lors de la désorption et une source additionnelle d'azote lors de l'absorption, ralentissant ainsi les deux processus. La valeur du $K_L a$ se trouverait alors diminuée. De plus, ces petites bulles d'air ayant tendance à flotter adhèrent à la membrane de la sonde provoquant ainsi une erreur d'échantillonnage.

5.2.3-RBFI : Biomasse immobilisée.

Pour cette expérience, quatre débits différents de gaz ont été analysés en le faisant varier entre 90 et 140 mL/s. Des débits inférieurs à ceux-ci n'ont pas été possibles parce que la condition initiale de concentration d'oxygène se trouvait alors trop proche de la limite préétablie de 1.5 ppm.

Les expériences ont été réalisées avec et sans érodeur et la température a été maintenue à 24°C.

L'acquisition de données a été réalisée avec agitation de la sonde à oxygène de façon à assurer une vitesse d'écoulement de liquide supérieure à 0.3 m/s (1 pi/sec) autour de la membrane, tel que spécifié par le fabricant. Des expériences sans agitation conduisaient à l'adhésion des billes à la membrane de la sonde, ce qui faussait les résultats obtenus en enregistrant beaucoup de bruit pendant l'acquisition de données.

A l'exception du débit d'alimentation d'air, les autres conditions d'opération du RBFI ont été les mêmes que lors de l'étude de performance.

En ce qui concerne l'expérience avec érodeur, des problèmes opérationnels sont survenus à cause d'un enlèvement important de la biomasse immobilisée lorsque le débit de gaz était supérieur à 60 mL/s. L'érodeur utilisé causait un cisaillement trop important à des débits de gaz élevés, rendant le réacteur non adapté pour les fins de cette expérience.

Les résultats exposés représentent donc seulement les expériences réalisées sans érodeur.

Des essais répétés pour chaque débit ont été effectués et les résultats de l'acquisition de données de la

concentration d'oxygène en fonction du temps, pour chaque essai, se trouvent résumés dans les Figures 15 à 18. La reproductivité des résultats a été observée pour chacun des débits.

Un phénomène particulier a été observé lors de ces expériences; pour chacune des conditions, la valeur initiale de concentration d'oxygène à l'équilibre variait selon le débit de gaz injecté et augmentait avec celui-ci. Ainsi, elle était de 3.0 au débit 90 mL/s, de 3.83 au débit 105 mL/s, de 4.58 au débit 120 mL/s et de 5.33 au débit 140 mL/s (Figures 15 à 18). Ce phénomène peut être expliqué par la forte concentration de biomasse dans le volume de liquide au-dessus de la sonde qui est responsable d'une consommation d'oxygène considérable et variable selon les débits d'air.

Ainsi, des augmentations dans le débit d'air conduiraient à une expansion accrue du lit, donc à une concentration en biomasse inférieure dans le volume V_L, et à une diminution du terme de consommation d'oxygène, rX.

D'autre part, la concentration à la sortie du tube central, Cin, s'approchant de la valeur de saturation en oxygène, C^* dépendra de façon moins importante du débit d'air utilisé. Tel qu'il a été mentionné dans les

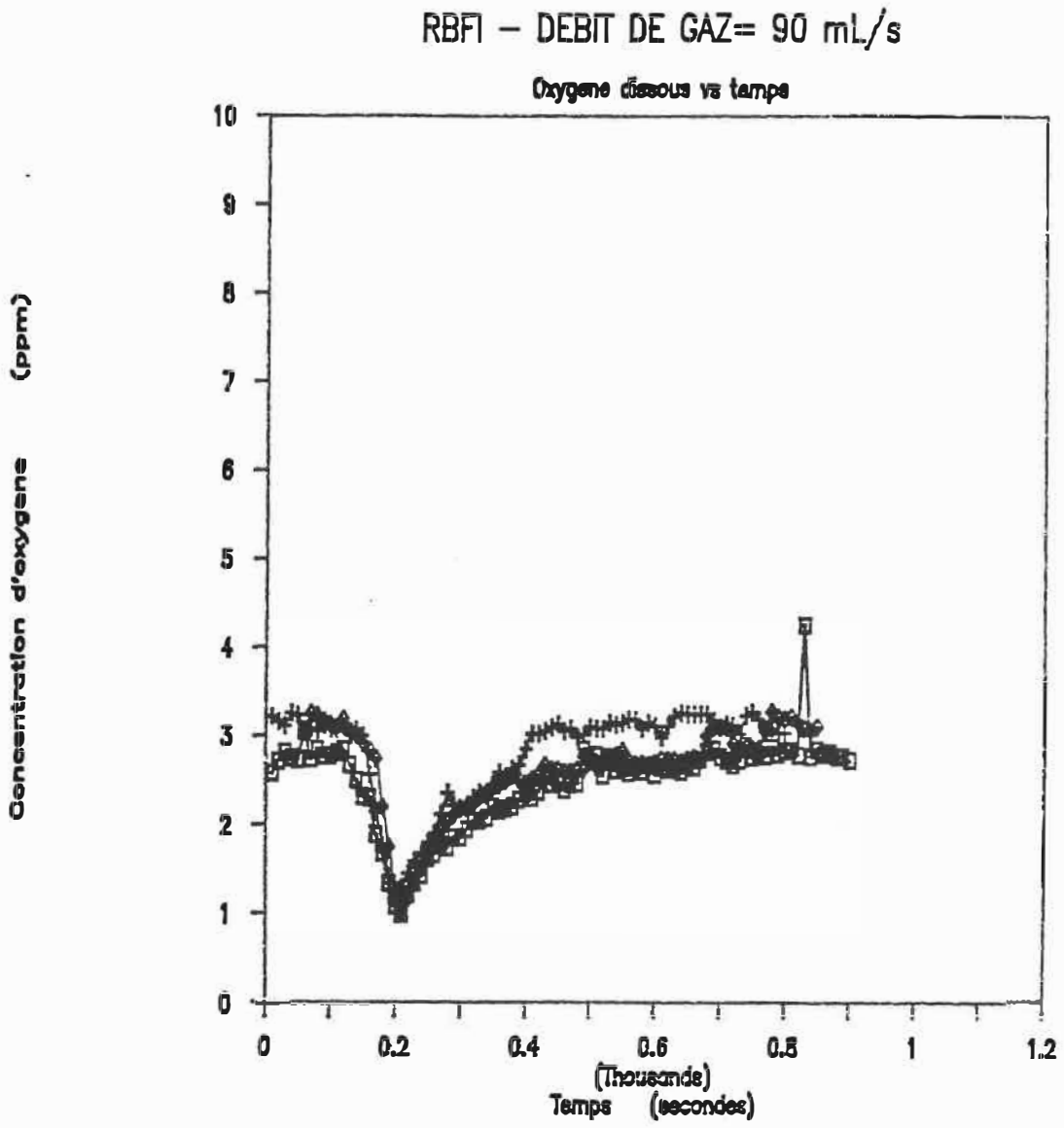


Figure 15: Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 90 mL/s. RBFI.

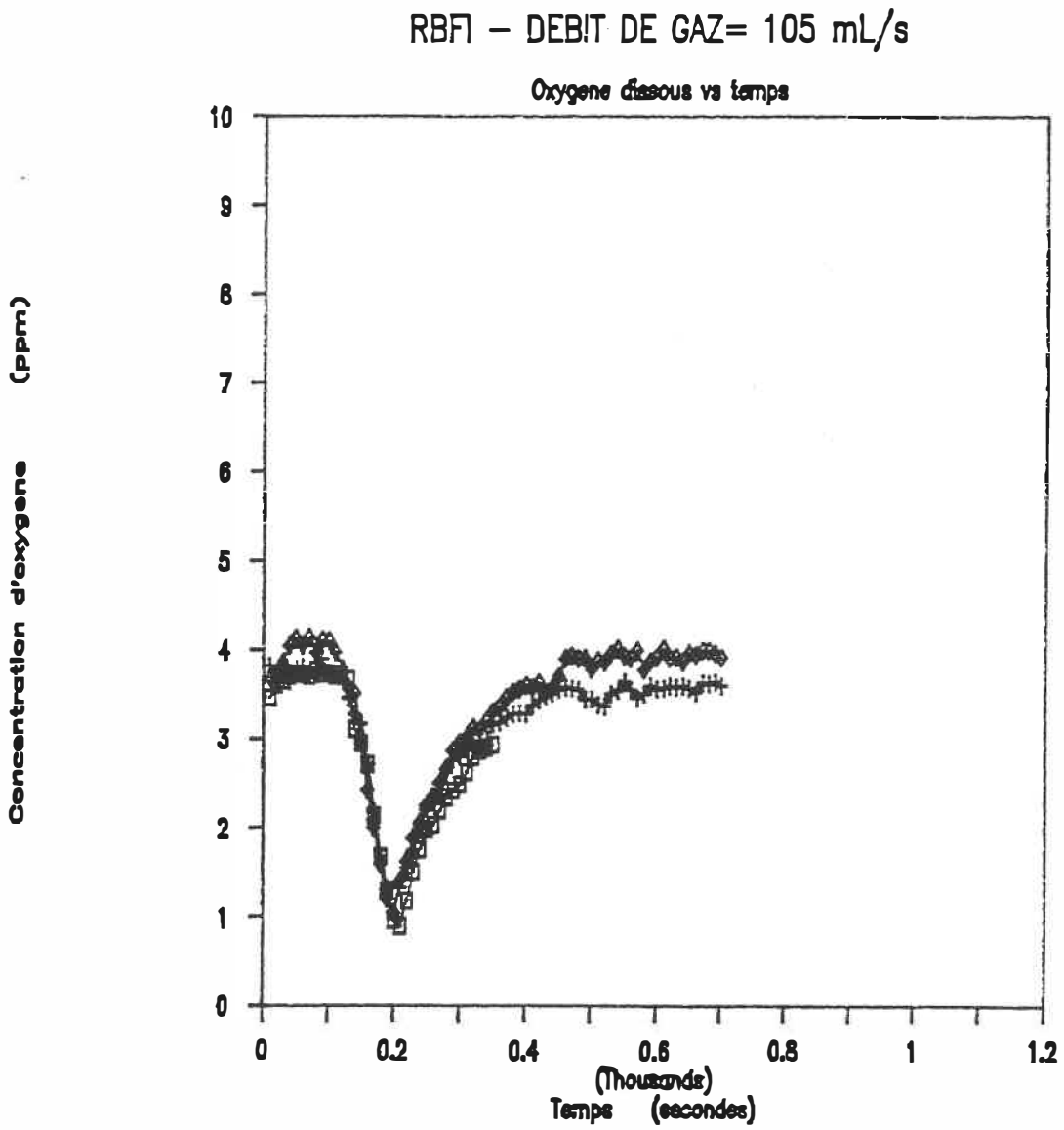


Figure 16:Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 105 mL/s. RBFI.

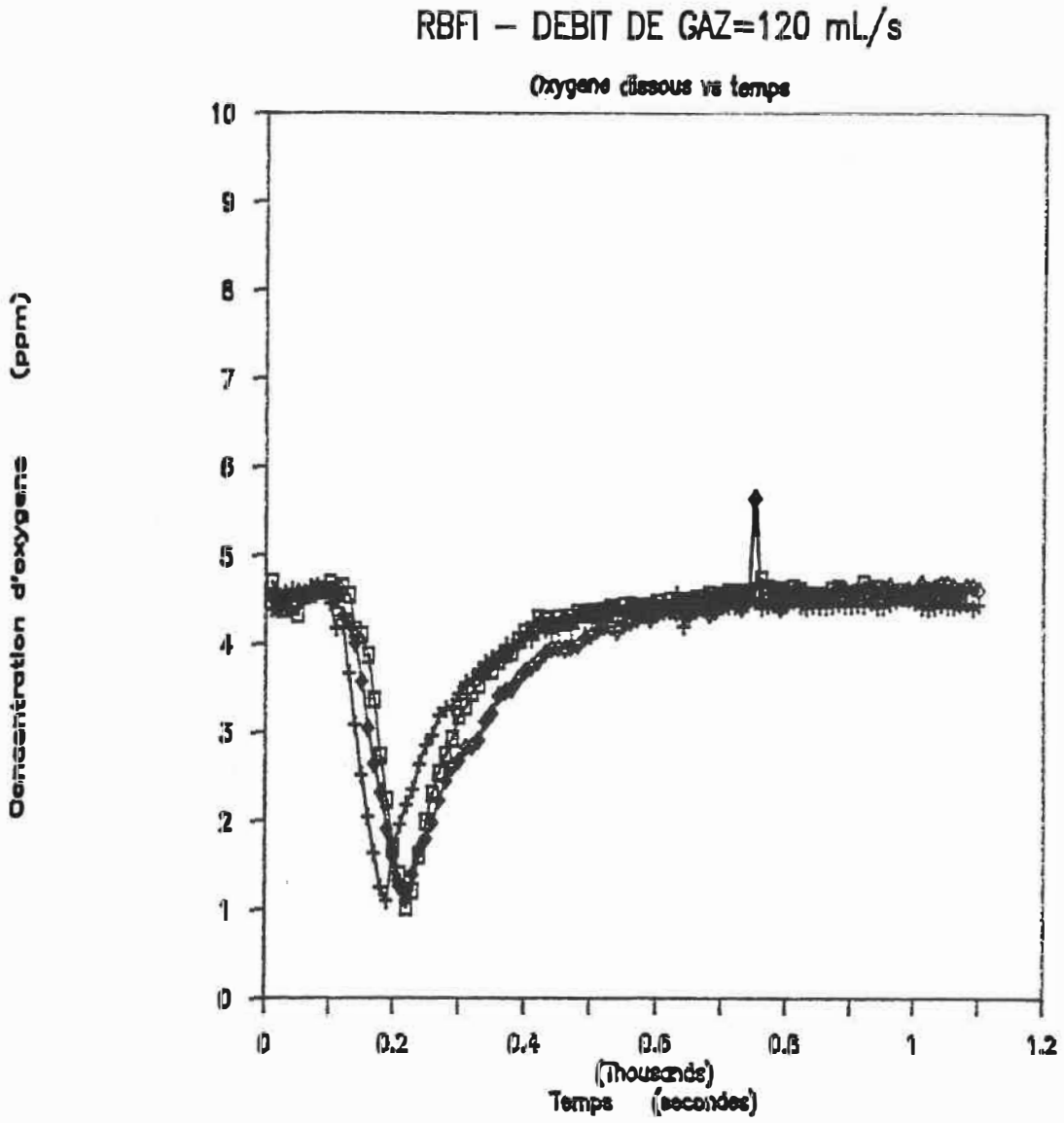


Figure 17:Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 120 mL/s. RBFI.

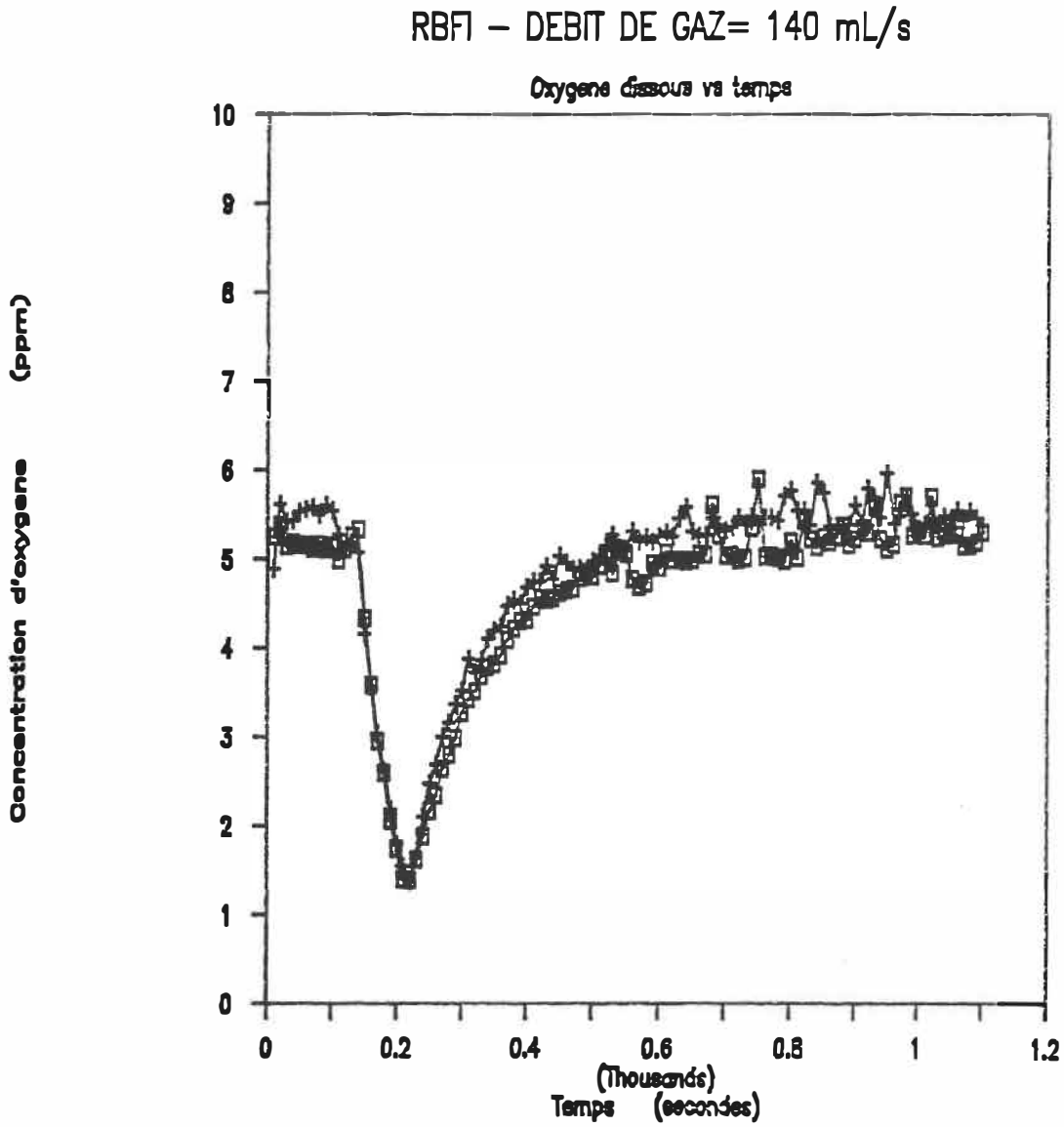


Figure 18:Concentration d'oxygène en désorption et en absorption pour un débit d'air de 140 mL/s. RBFI.

hypothèses de base, le changement de pression hydrostatique est seulement de 5%. Ceci se traduit, selon la loi d'Henry, par une différence de concentration d'oxygène à la saturation de quelques 0.4 ppm entre la base et la tête de tube central, ce qui est, à toutes fins pratiques, négligeable.

Alors, on peut prédire qu'en régime piston dans l'annulus, une augmentation dans le débit de gaz et, par conséquent, dans le débit de recirculation du liquide, conduirait à une diminution de la concentration d'oxygène à l'équilibre C selon la hauteur dans l'annulus, tel qu'exprimé par l'équation (8).

$$(Cin - C) = rX V_L /L \qquad (8)$$

Le coefficient de transfert d'oxygène a été calculé par la pente du graphique $Ln(C-C_\infty)/(Co-C_\infty)$ vs temps, en désorption et en absorption, pour chacune des acquisitions réalisées pour chaque débit de gaz. Les résultats obtenus se trouvent résumés au Tableau 6.

Tableau 6: Coefficients de transfert d'oxygène.

RBFI. Biomasse immobilisée.

DEBIT DE GAZ (mL/s)	$K_L a$ désorption (s^{-1})	$K_L a$ absorption (s^{-1})
90	0.00650	0.00634
90	0.00762	0.00811
90	0.01030	0.00733
105	0.01083	0.00904
105	0.01029	0.01055
105	0.00954	0.01005
120	0.01153	0.01187
120	0.01065	0.00896
120	0.00853	0.00754
140	0.01020	0.00862
140	0.00926	0.00920

On observe que, pour un même débit, le coefficient de transfert d'oxygène obtenu peut varier jusqu'à 58%, malgré des données d'acquisition assez semblables (Figures 15 à 18). C'est le cas pour la désorption au débit 90 mL/s et l'absorption au débit 120 mL/s. La précision dans la détermination de ce coefficient est donc assez pauvre.

Pour fins d'analyse, une moyenne arithmétique des résultats obtenus pour chaque débit a été utilisée dont les valeurs se trouvent au Tableau 7 et à la Figure 19. On observe alors que la différence entre les valeurs obtenues en désorption et en absorption est négligeable, étant de l'ordre de 4 à 12%.

Tableau 7: Moyenne arithmétique des coefficients de transfert d'oxygène pour chaque débit d'air. RBFI. Biomasse immobilisée.

DEBIT DE GAZ (mL/s)	$K_L a$ désorption (s^{-1})	$K_L a$ absorption (s^{-1})
90	0.00814	0.00726
105	0.01022	0.00988
120	0.01024	0.00945
140	0.00973	0.00891

Pour ce système, le transfert d'oxygène ne se voit pas grandement affecté par les variations de débit d'air pour l'intervalle de débits étudiés. On remarque seulement une légère augmentation du transfert, de l'ordre de 25%, pour l'augmentation du débit de 90 à 105 mL/s. L'augmentation

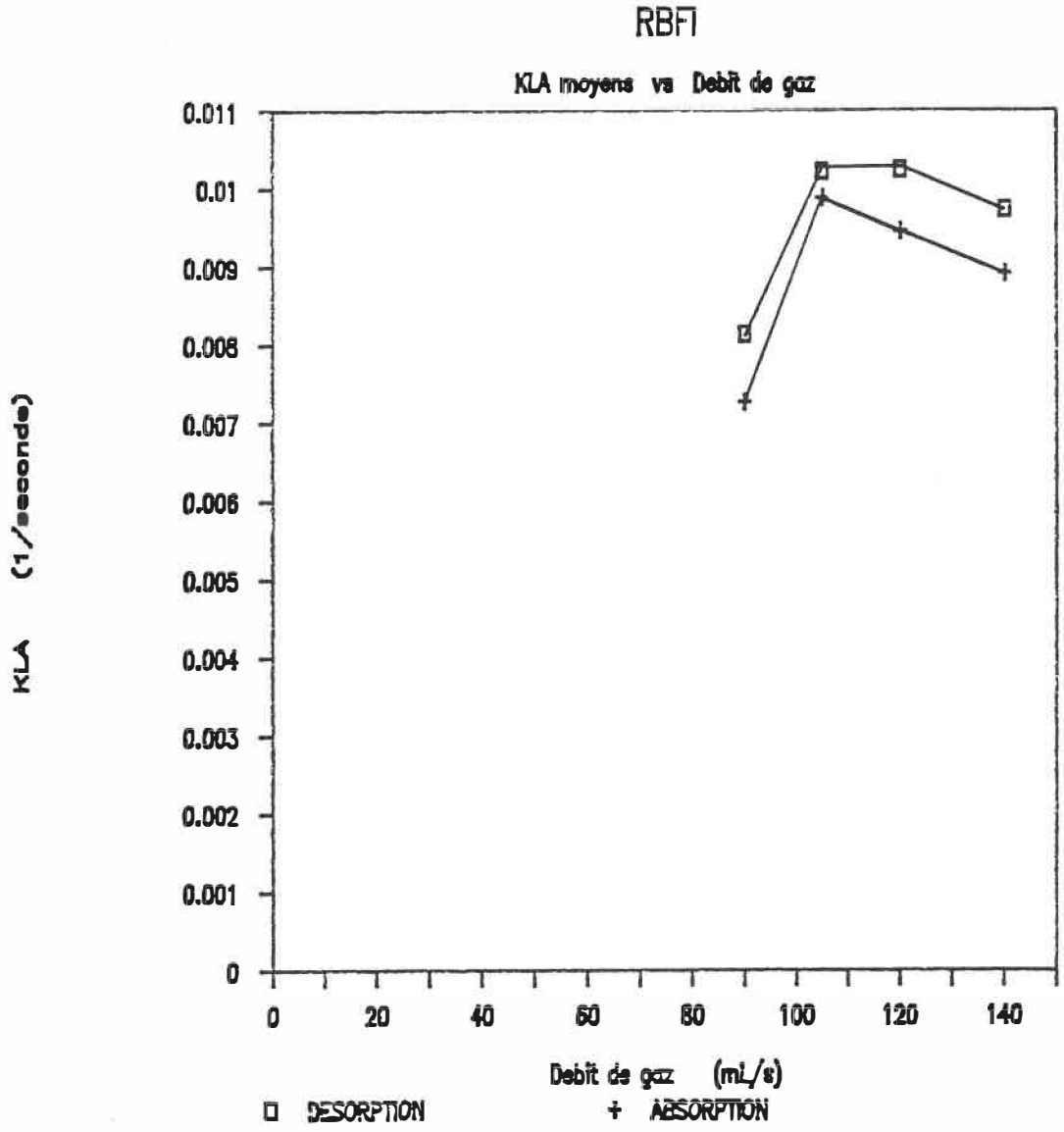


Figure 19: Variation du coefficient de transfert d'oxygène en fonction du débit d'air. RBFI.

postérieure du débit d'air jusqu'à 140 mL/s montrait un plafonnement du $K_L a$ autour d'une valeur de 0.01 s^{-1}. Cependant, dans le choix des conditions d'aération optimales, il faudrait prendre en considération la concentration initiale d'oxygène la plus élevée.

D'autre part, les résultats obtenus doivent être interprétés avec précaution compte tenu de la précision dans la détermination du $K_L a$.

5.3-Vérification du modèle proposé.

La validité de ces résultats a été vérifiée par une simulation à l'aide du modèle proposé. A partir de l'équation (16) et en utilisant les valeurs moyennes des coefficients de transfert obtenus graphiquement, ainsi que les conditions de concentration initiales et finales moyennes pour chaque cas, la reconstitution de la courbe d'acquisition de données a été réalisée. Ceci est représenté aux Figures 20 à 23 où on trouve, en trait continu, les données expérimentales et, en trait avec des symboles, la courbe obtenue à partir du modèle. On constate donc la représentation fidèle du modèle.

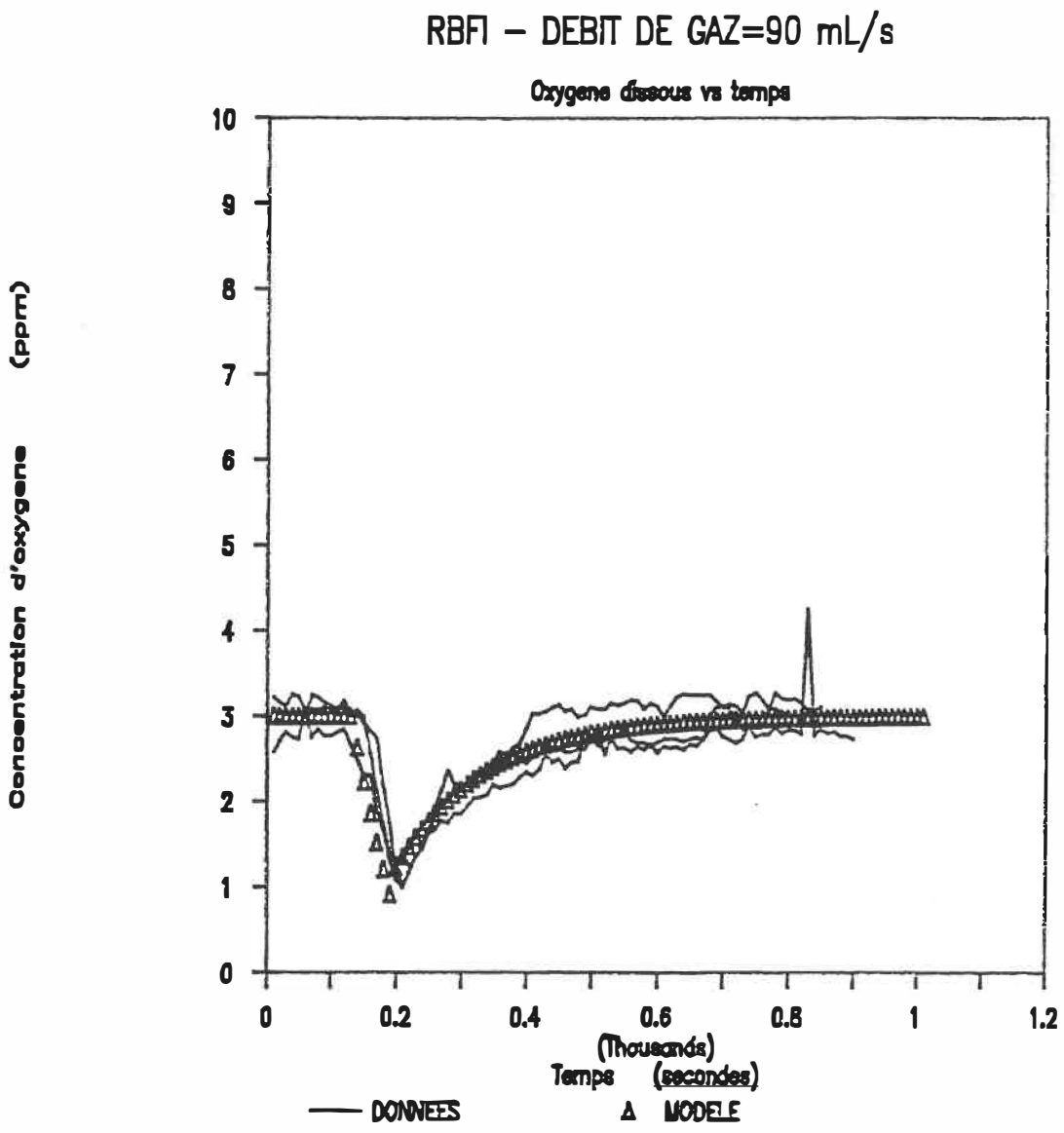


Figure 20:Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 90 mL/s.

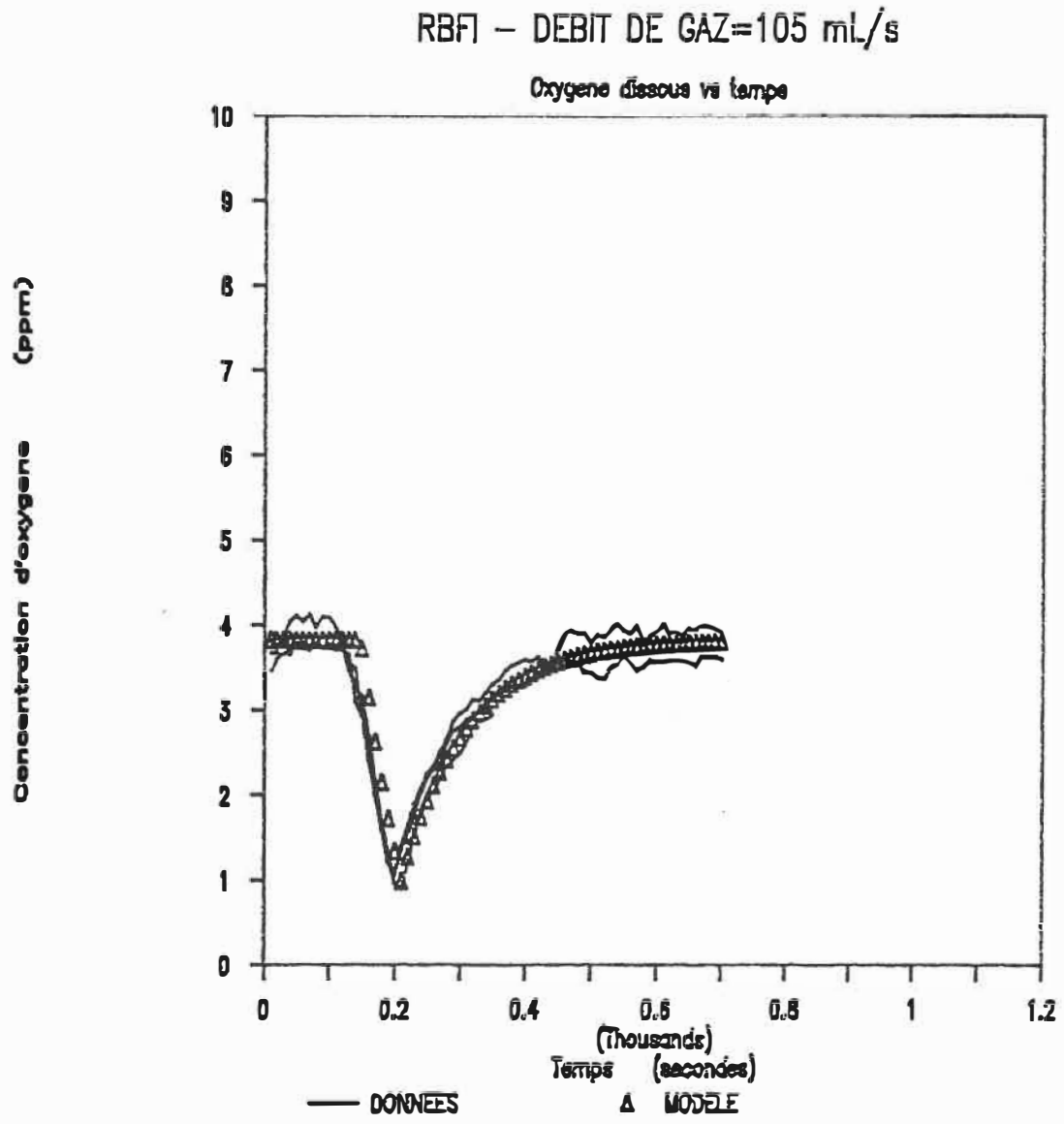


Figure 21:Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 105 mL/s.

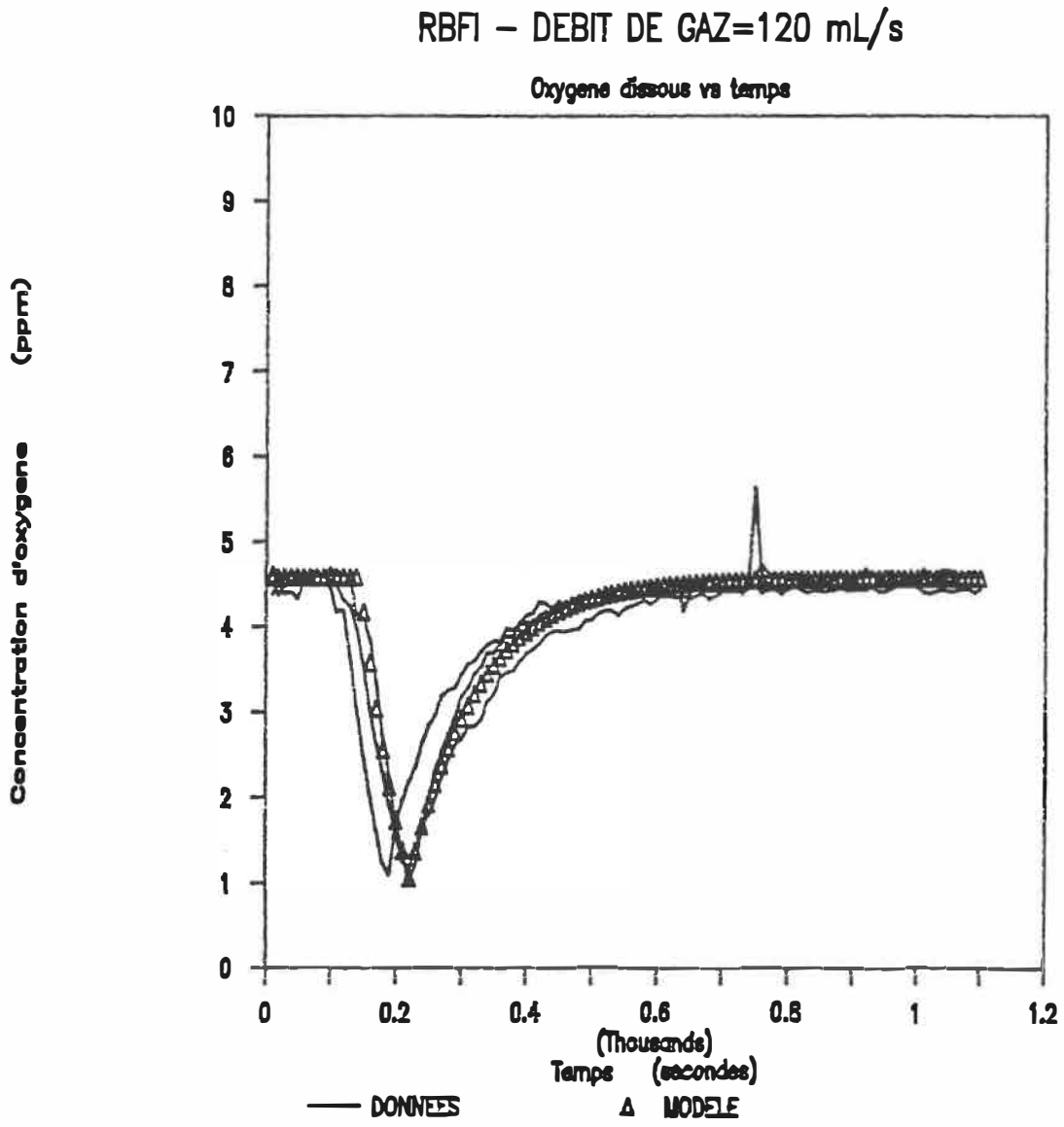


Figure 22:Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 120 mL/s.

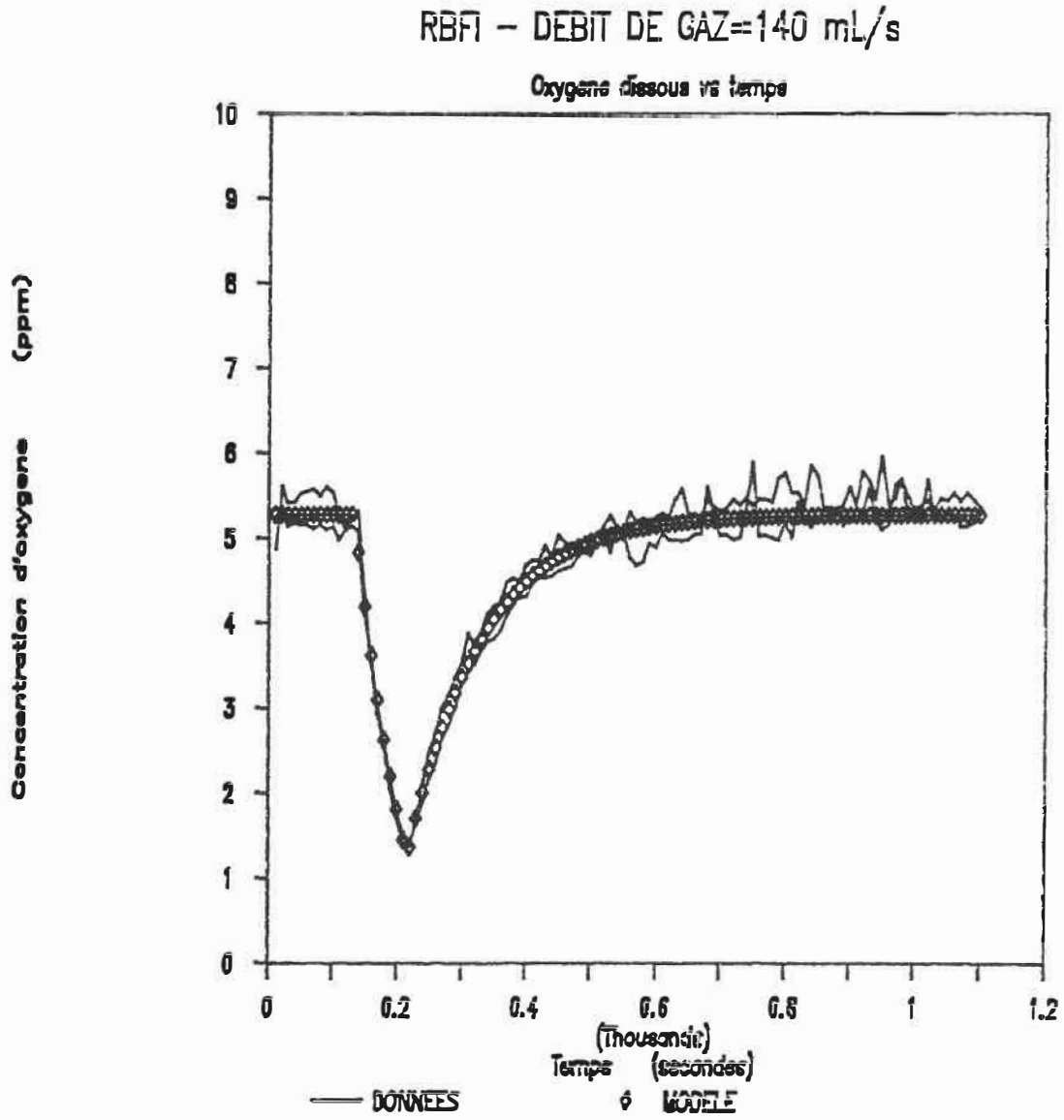


Figure 23:Représentation du modèle de transfert d'oxygène. Débit d'air à 140 mL/s.

5.4-Comparaison des résultats obtenus avec les trois expériences.

Etant donné les résultats obtenus, on ne peut comparer que les données des expériences réalisées sans érodeur.

Un résumé des valeurs de $K_L a$ obtenues par les trois expériences se trouve au Tableau 8 et à la Figure 24.

De façon générale, on observe que les valeurs de $K_L a$ obtenues pour les débits compris entre 75 et 105 mL/s sont d'ordre de grandeur similaire pour les trois systèmes utilisés. Par contre, pour des débits inférieurs ou supérieurs à ceux-ci, soit 45 à 75 mL/s et 105 à 140 mL/s, on remarque que les valeurs trouvées pour les systèmes avec de la biomasse sont en général inférieures à celles obtenues pour le système avec de l'eau.

Ceci suggère l'existence d'un intervalle de conditions d'aération pour lesquelles l'effet des propriétés physiques des milieux joue un rôle prépondérant. Parmi les propriétés physiques, on peut citer la viscosité, qui affecterait la coalescence des bulles de gaz et, par conséquent, le transfert d'oxygène.

Tableau 8: Comparaison des coefficients de transfert d'oxygène obtenus avec les trois systèmes utilisés.

DEBIT DE GAZ (mL/s)	EAU $K_L a$ $(s^{-1})x10^5$ desorp	EAU $K_L a$ $(s^{-1})x10^5$ absorp	AIR-LIFT $K_L a$ $(s^{-1})x10^5$ desorp	AIR-LIFT $K_L a$ $(s^{-1})x10^5$ absorp	RBFI $K_L a$ $(s^{-1})x10^5$ desorp	RBFI $K_L a$ $(s^{-1})x10^5$ absorp
45	434	537				
60	561	698	340	372		
70			476	452		
75	899	958	814	762		
80			1023	1126		
90	929	1019	923	923	814	726
105					1022	988
120	1291	1304	504	482	1024	945
140					973	891

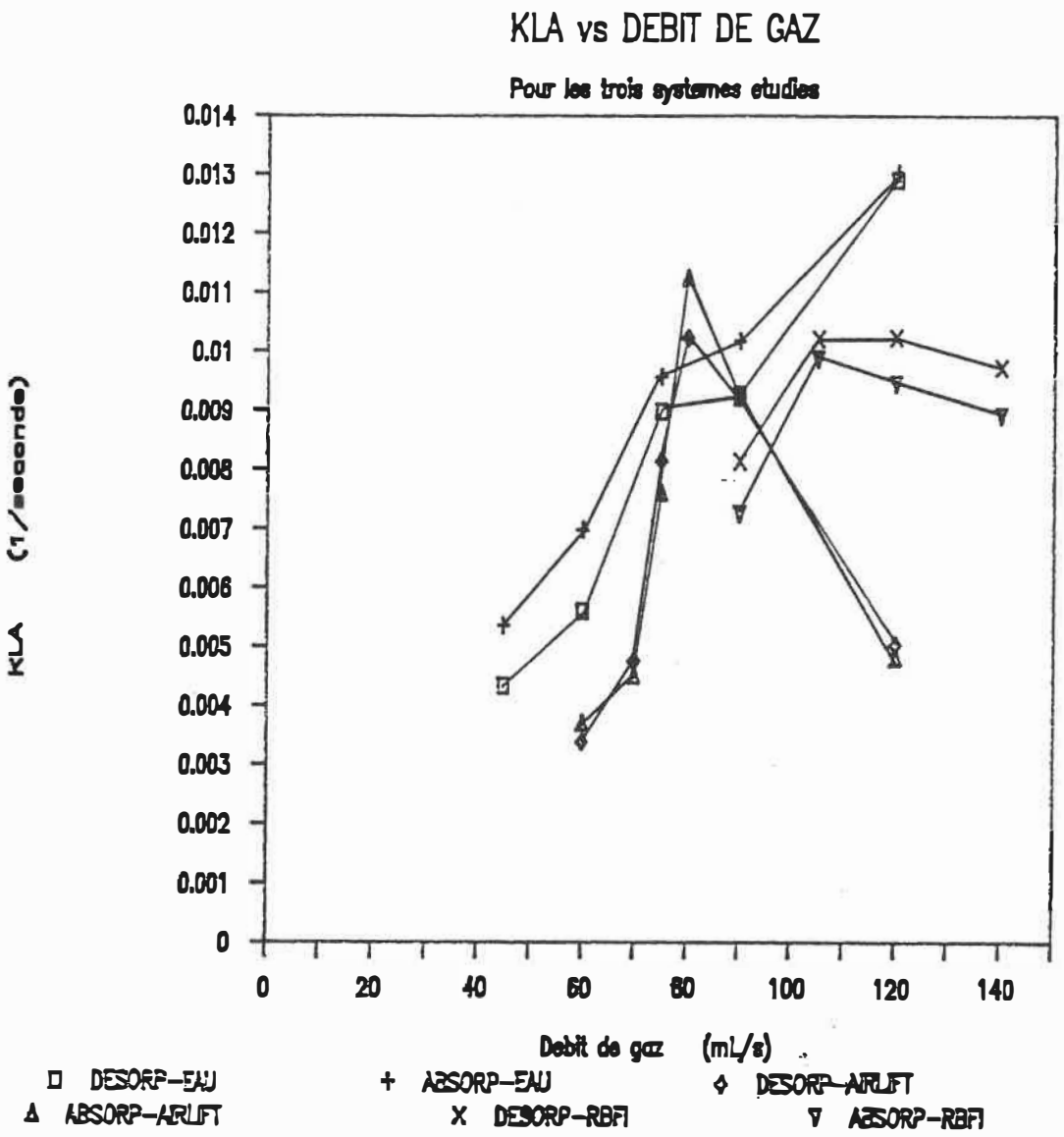


Figure 24:Comparaison des coefficients de transfert d'oxygène obtenus avec les trois systèmes étudiés: eau, biomasse en suspension et RBFI.

6-CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Les objectifs de cette étude ont été accomplis par la détermination et la quantification de quelques-uns des facteurs affectant la performance des RBFI dans la simulation du traitement des eaux usées avec une culture mixte.

Les principaux résultats trouvés contribuent à compléter le "modèle de première génération" proposé par Chavarie et al (1984), notamment en ce qui concerne la mécanique d'érosion du biofilm et le transfert d'oxygène dans ce type de réacteurs. Il a été trouvé que le comportement du RBFI opéré avec une culture mixte correspond mieux aux hypothèses de base du "modèle de deuxième génération", telles que le gradient d'épaisseur de biofilm selon la hauteur du lit fluidisé et l'écoulement piston dans l'annulus du réacteur. Le transfert de masse externe et la mécanique du biofilm seraient donc affectées par les caractéristiques propres à la culture utilisée.

A partir des expériences réalisées sous des conditions d'opération optimales dictées par le modèle de première génération, les principales constatations ont été:

1) la taille optimale des particules-support, 0.88 millimètres de diamètre, ne correspond pas au rendement

optimal du réacteur, lequel s'est montré inopérable sous ces conditions. Cependant, des particules-support de diamètre sensiblement supérieur, 1.26 millimètres, se sont montrées satisfaisantes du point de vue formation et développement du biofilm et expansion du lit fluidisé.

2) Un profil d'épaisseur de biofilm a été observé selon la hauteur dans l'annulus du réacteur pour les périodes avant et après l'installation de l'érodeur. Ceci permet de supposer un taux d'érosion non-uniforme dans le lit fluidisé, conséquence de l'effet d'entrée du liquide dans l'annulus.

Ces observations ont permis le développement d'un modèle interprétatif du processus d'érosion du biofilm dans les RBFI, selon lequel le processus se réalise à quatre niveaux dans le réacteur. Le haut du lit fluidisé, le lit fluidisé proprement dit, l'érodeur et la zone d'aération dans le tube central semblent contribuer à plus ou moins grand degré à l'érosion du biofilm. L'importance relative de chacune de ces zones dépend des régimes auxquels les bioparticules sont soumises pendant l'opération. Toutefois, ce sont l'érodeur et la zone d'aération qui dominent lors de l'opération en régime permanent.

Des taux nets d'enlèvement de biofilm non-constants, fonction de la taille des bioparticules, ont été observés.

3) le type d'érodeur utilisé s'est montré efficace comme dispositif de contrôle de l'épaisseur du biofilm.

Par contre, le taux d'enlèvement de biofilm par l'érodeur s'est montré assez radical, occasionnant des perturbations du procédé, telles que la diminution de l'expansion du lit fluidisé et, par conséquent, de la recirculation des bioparticules; ceci contribuait à l'accentuation d'un fort profil d'épaisseur de biofilm selon la hauteur du lit fluidisé.

Ces observations montrent que le taux d'enlèvement du biofilm causé par ce type d'érodeur est supérieur au taux de croissance de la biomasse, conduisant ainsi à un processus cyclique d'expansion - érosion - expansion. Néanmoins, une tendance au contrôle de l'épaisseur du biofilm à des valeurs entre 50 et 80 micromètres a été noté après chaque cycle d'érosion.

4) La stabilité à long terme du procédé, en termes de consommation de substrat, s'est maintenue pendant des périodes approximatives d'un mois avec des taux d'enlèvement de substrat de l'ordre de 570 et 250 mg/L.h

pour des temps de rétention hydraulique de 1 et 2.8 heures respectivement. Cette performance ne s'est pas vue affectée par l'installation de l'érodeur, après quelques deux semaines d'opération.

5) Un fort profil de concentration d'oxygène dissous a été observé pendant toutes les étapes de l'opération, même aprés l'installation de l'érodeur qui a provoqué une augmentation considérable de l'oxygène dissous dans le réacteur. La forte concentration de biomasse dans l'annulus du réacteur, caractéristique de ces systèmes, en serait la cause.

6) Des expériences menées sans érodeur ont conduit à un développement continuel du biofilm pour lequel le cisaillement hydrodynamique naturel n'était pas suffisant pour contrebalancer la croissance de la biomasse. Cette augmentation du biofilm conduisait à des niveaux d'oxygène dissous très bas et à la perte des bioparticules par entraînement vers la sortie du réacteur.

7) Un développement particulier du biofilm, qui semblerait être une conséquence de l'utilisation d'une culture mixte, a été observé. Un changement progressif dans l'équilibre des espèces microbiennes présentes dans le biofilm, acompagné d'un développement préférentiel de

microorganismes filamenteux, se produisait dans tous les cas. Ce phénomène correspondait aux périodes où la concentration d'oxygène approchait un seuil limite de 1.5 ppm.

Un modèle de transfert d'oxygène à été développé en se basant sur le comportement observé du réacteur. Le réacteur a donc été considéré comme étant parfaitement agité dans le tube central avec écoulement piston et régime quasi-permanent dans l'annulus. La cinétique de consommation d'oxygène a été considérée d'ordre zéro dans l'intervalle étudié et la concentration de biomasse dans le tube central négligeable. La vérification du modèle avec les données expérimentales a montré une étroite correspondance.

L'effet du débit d'alimentation d'air sur le transfert d'oxygène a montré un plafonnement du transfert pour des débits d'air supérieurs à 105 mL/s. Le coefficient de transfert d'oxygène à partir de ce débit était de l'ordre de 0.01 s^{-1}.

La comparaison du réacteur opéré comme "air-lift" et comme RBFI a montré un taux spécifique de consommation d'oxygène très supérieur dans ce dernier, conséquence de la forte concentration de biomasse dans l'annulus du RBFI.

Ceci souligne une importante différence de comportement en matière de transfert d'oxygène, facteur additionnel à considérer lors du choix des conditions d'aération optimales pour ces systèmes.

Quant à la cinétique de la culture fixée, trop de paramètres sont encore inconnus, à savoir l'importance de chaque population microbienne au cours du développement du biofilm, l'effet de la concentration d'oxygène dissous sur la production de microorganismes filamenteux, etc... pour nous permettre d'avancer un modèle cinétique valable.

Néanmoins, un modèle tenant compte de la cinétique particulière d'une culture mixte pourrait prévoir, lors du calcul du profil d'oxygène dans le lit fluidisé, l'atteinte d'une certaine concentration d'oxygène critique qui serait d'une aide précieuse pour le design des RBFI avec ce type de culture.

Pour des travaux ultérieurs, on recommande établir la quantité de particules-support et le débit d'air qui permettraient une pleine expansion du lit avant d'atteindre une concentration de biomasse critique dans le réacteur, favorisant ainsi l'équilibre entre les processus d'érosion et de croissance du biofilm.

Malgré les recommandations ci-haut exposées on se permet de suggérer, d'autre part, que le développement des microorganismes filamenteux dans ce type de réacteur soit envisagé comme solution avantageuse et innovatrice pour le traitement des eaux usées.

En effet, la principale désavantage qui présentent ces microrganismes, qui est de nuire à la décantabilité dans un système des boues activées, se trouve à être minimisée dans le RBFI par le fait qu'ils se trouvent attachés. En contre partie ils présentent une excellente efficacité d'enlèvement de substrat à des grandes charges organiques avec des faibles besoins d'azote, de phosphore et d'oxygène. Leur décantabilité après érosion pouvant être acceptable si le biofilm détaché est constitué de flocs assez volumineux.

7-REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANDREWS, G. F., "Selecting Particles for fluidized-bed bioreactors with flocculent biomass", Biotechnology Progress, 2, 1, (1986).

APHA, "American public health association", Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, 14th ed., (1975).

ATKINSON, B., "Biochemical reactors", Pion Press, (1974).

ATKINSON, B., "Biological fluidized bed treatment of water and wastewater", Eds. Atkinson B. et Copper P. F., Ellis Horwood, (1981).

BAILEY, J. E., OLLIS, D. F., "Biochemical engineering fundamentals", Ed. McGraw-Hill, (1977).

BANDYOPADHYAY, B., HUMPHREY, A., "Dynamic measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in fermentation systems", Biotechnology and bioengineering, 11, 533, (1967).

BENEFIELD, L. D., RANDALL, C. W., "Biological process design for wastewater treatment", Prentice-Hall Inc., (1980).

BIRD, B., STEWART, W., LIGHTFOOT, E., "Transport phenomena", John Wiley & Sons Inc., (1960).

BRYERS, J. D., "Biologically active surfaces: Process governing the formation and persistence of biofilms", Biotechnology Progress, 3, 2, (1987).

BUNGAY, H. R., WHALEN, W. J., SANDERS, W., Biotechnology and Bioengineering, 11, 765, (1969).

CHAVARIE, C., KARAMANEV, D., "Use of inverse fluidization in biofilm reactors", International Conference on Bioreactor Fluid Dynamics, Cambridge, p. 181, (1986).

CHAVARIE, C., KARAMANEV, D., NIKOLOV, L. N., CHAMPAGNE, J., "Simulation of IFBBR", 4th European Fluidization Conference, Toulouse, p.254, (1985).

CRABTREE, K., BOYLE, W., McCOR, E., ROHLICH, G. A., "A mecanism of floc formation by Zoogloea ramigera", Journal of Water Pollution Control Federation, 38, 1968, (1966).

DUBOIS, M., GILLES, K., HAMILTON, J., REBERS, P., SMITH, F., "Colorimetric method for determination of sugars and related substances", Analytical Chemistry, 28, 3, (1956).

ECKENFELDER, W. W., O'CONNOR, D. J., "Biological waste treatment", Pergamon Press Ltd, (1961).

ELLWOOD, D. C., MELLING, J., RUTTER, P., "Adhesion of microorganisms to surfaces", Academic Press, New York, (1979).

ELLWOOD, D. C., TEMPEST, D. W., "Effect of environment on bacterial wall contents and composition", Advances in Microbial Physiology, 7, 83, (1972).

FORD, D., ECKENFELDER, W. jr., "Effect of process variables on sludge floc formation and settling characteristics", Journal of Water Pollution Control Federation, 39, 1850, (1967).

GARNIER, A., "Etude de l'hydrodynamique et du transfert de masse dans un réacteur à biofilm à fluidisation inversée", Mémoire de Maîtrise. Ecole Polytechnique de Montréal, (1987).

GARNIER, A., CHAVARIE, C., ANDRE, G., "Gas-liquid mass transfert in an inverse fluidized bed biofilm reactor", Canadian Chemical Engineering Graduate Student Conference, CSChE, Ontario, p. 112, (1987).

GARNIER, A., CHAVARIE, C., ANDRE, G., KLVANA, D., "The inverse fluidization airlift bioreactor. Part I: Hydrodynamic studies". Soumis pour publication dans Chemical Engineering Communications, (1989).

GARNIER, A., CHAVARIE, C., KLVANA, D., KARAMANEV, D., ANDRE, G., "Hydrodynamique d'un réacteur à biofilm à fludisation inversée", 37e Congrès Canadien de Génie Chimique, Montréal, p. 314, (1987).

GODARD, F., KLVANA, D., CHAVARIE, C., ANDRE, G., KARAMANEV, D., JOLICOEUR, M., "Cinétique d'oxydation du fer ferreux par Thiobacillus ferrooxidans", 37e Congrès Canadien de Génie Chimique, Montréal, p.329, (1987).

HARRIS, R. H., MITCHELL, R., "Inhibition of the flocculation of bacteria by polymers", Water Research, 9, 993, (1975).

HOEHN, R. G., RAY, A. D., "Effect of thickness on bacterial film", Journal of Water Pollution Control Federation, 45, 2302, (1973).

HOLMAN, P., "Experimental methods for engineers", McGraw-Hill, 4th ed., (1984).

JONES, P. H., "The effect of nitrogen and phosphorus compounds on one of the microorganisms responsible for sludge bulking". Proc. 20th Ind. Waste Conference, Purdue University, 118, 297, (1965).

KARAMANEV, D., "Experimental study, modeling and scale-up of the inverse fluidized bed biofilm reactor", Thèse de Doctorat, Bulgarie, (1987).

KIUCHI, K., KURAISHI, H., MUROOKA, H., AIDA, K., UEMURA, T., "Floc formation in activated sludge", Journal of General and Applied Microbiology, 14, 387, (1968).

KORNEGAY, B. H., ANDREWS, J. F., "Kinetics of fixed film biological reactors", 22nd Industrial Waste Conference, Purdue University, 132, 620, (1968).

NAVARRO, J. M., DURAND, G., "Modification of yeast metabolism by immobilization onto porous glass", European Journal of Applied Microbiology, 4, 243, (1977).

NIKOLOV, L., KARAMANEV, D., "Experimental study of the inverse fluidized bed biofilm reactor", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 65, 214, (1987).

NIKOLOV, L., KARAMANEV, D., "Investigation of the influence of some basic parameters of Fe^{++} oxydation by Thiobacillus ferroxidans using chemostat principle", Rapport. Laboratoire Central du Génie Chimique, Bulgarie, (1984).

NIKOLOV, L., KARAMANEV, D., ELENKOV, D. G., Bulgarian Patent no 53798, (1982).

RANDALL, C., EDWARDS, H., KING, P., "Microbial process for acid low-nitrogen wastes", Journal of Water Pollution Control Federation, 44, 3, (1972).

SHIEH, W., MULCAHY, L. T., LaMOTTA, E. J., "Unified design basis for fluidized bed biofilm reactors", 2nd World Congress of Chemical Engineering, Montreal, p. 165, (1980).

WHALEN, W. J., SANDERS, W. M., "Microelectrode determination of oxygen profiles in microbial slime systems", Environmental Science & Technology, 12, 1297, (1969).

WHITMAN, W., "The two-film theory of gas absorption", Chem. and Met. Eng., 29, 146, (1923).

8-ANNEXE.

CINETIQUE CULTURE MIXTE FIXEE
DONNEES EXPERIMENTALES

Taux de dilution (1/heure)	Concentration residuelle de substrat (mg/L)	Conversion du substrat (%)
0.35	75	90
0.44	46	94
0.5	50	94
0.56	38	95
0.65	30	96

STABILITE A LONG TERME DU RBFI
DONNEES EXPERIMENTALES

Temps (jours)	Taux consommation glucose (mg/L.h)	Concentration biomasse suspension (mg/L)	Epaisseur du biofilm (micrometres)
0			
5	444		
6	563		50
8			50
9	534	242	50
10	600	88	100
11	593	185	100
12	629	98	100
13	688	253	100
16	526	147	100
17	622	178	150
18	644	122	100
19	674	85	150
20	549		200
21			100
23	607	196	100
24	549	499	75
26	426		75
27	681	320	150
30			75
31			75
32			75
33			75

ETUDE DE L'ERODEUR
REACTEUR SANS ERODEUR
DONNEES EXPERIMENTALES

JOUR	EPAISSEUR BIOFILM HAUT	EPAISSEUR BIOFILM BAS	EXPANSION LIT (cm)	BIOMASSE EN SUSPENSION (mg/L)	CONSOMMATION GLUCOSE (%)
0				368	95
1					97
2					
3					
4					
5	50	800		220	90
6	50	750		82	91
7	50	750	45	48	93
8				140	99
9					
10	50	800	50		99
11					
12	150	1000	50	584	98
13	170	370	50	280	94
14	200	370	50	304	94
15	70	450	48	270	97
16					
17	500	550	49		
18				248	94
19	350	700	50	754	91
20	800	1000	50		
21	450	1040	50		89

ETUDE DE L'ERODEUR
REACTEUR AVEC ERODEUR
DONNEES EXPERIMENTALES

JOUR	EPAISSEUR BIOFILM HAUT	EPAISSEUR BIOFILM BAS	EXPANSION LIT (cm)	BIOMASSE EN SUSPENSION (mg/L)	CONSOMMATION GLUCOSE (%)
0					96
1			12	50	97
2			20	250	97
3	100	100	28	340	94
4					
5			21	650	98
6			24		
7			50	40	97
8	200	500	50	145	94
9					
10					
11					
12	150	400	50		
13	120	270	50	86	96
14					
15					
16	130	220	50	40	97
17	130	140	50		90
18	130	170	50		
19					
20	70	160	50		
21	50	150	50	150	98
22	100	170	50	622	97
23	50	150	48	2240	98
24			45	1480	99
25					
26	50	400	40	1856	99
27			45		
28	50	370	45	248	97
29	50	400	48	316	97
30	70	320	48	664	94
31	100	470	46	76	94
32					
33	200	600	48	300	
34	100	250	50	1156	96
35	100	250	50		97
36	80	280	50		
37	80	400	48		97

CONCENTRATION D'OXYGENE DISSOUS
REACTEUR AVEC ERODEUR
DONNEES EXPERIMENTALES

	PROFIL D'OXYGENE, O.D (ppm)			
JOUR	2	20	30	40
0				
1				
2				
3				
4				
5				
6				
7				
8				
9				
10				
11				
12				
13	4.2	3.1	2.8	2.5
14				
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21	6.1	3.4	3.4	2.8
22	3.1	2.3	2.2	2
23	1.9	1.4	1.2	1
24				
25				
26				
27	6.2	2.9	2.6	2.5
28	4	3.2	3.4	2
29	3.3	2.7	2	1.1
30	1.5	1.5	1.6	1.1
31				
32				
33	1.8	1.4	1.3	0.9
34				
35	3	2.6	2.8	1.8
36				
37				

CONCENTRATION D'OXYGENE DISSOUS
REACTEUR SANS ERODEUR
DONNEES EXPERIMENTALES

	PROFIL D'OXYGENE, O.D (ppm)			
JOUR	2	20	30	40
0				
1				
2				
3				
4				
5	3.5	2.2	2	1.9
6				
7				
8				
9				
10				
11	2	1.8	1.7	1.6
12				
13	1.1	1.4	1.4	1.4
14	1.1	1.2	0.8	0.8
15	1.6	0.8	0.8	1.2
16				
17	1.4	1.2	1	1
18				
19	0.9	1	0.9	1.5
20				
21				

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL
3 9334 00290915 6