



AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr

LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>

94 INP109N

INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DES INDUSTRIES CHIMIQUES

LABORATOIRE DES SCIENCES DU GENIE CHIMIQUE

Thèse

présentée en vue d'obtenir le diplôme de

DOCTORAT DE L' INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

en GENIE DES PROCEDES

par

Jean VAXELAIRE

Ingénieur ENSIC

Service Commun de la Documentation

INPL

Nancy-Brabois

**ETUDE ET MODELISATION DE L'AERATION DES STATIONS D'EPURATION
DES EAUX USEES URBAINES PAR AGITATION MECANIQUE DE SURFACE.**

soutenue publiquement le 14 octobre 1994 devant la Commission d'Examen :

Jury:

Président

F.COLIN

Rapporteurs

M.ROUSTAN

O.SCRIVENER



D 136 028686 2

C.GAILLARD

C.PROST

N.ROCHE

INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE**ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DES INDUSTRIES CHIMIQUES****LABORATOIRE DES SCIENCES DU GENIE CHIMIQUE****[M] 1994 VAXELAIRE, J.***Thèse*

présentée en vue d'obtenir le diplôme de

DOCTORAT DE L' INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

en GENIE DES PROCEDES

par

Jean VAXELAIRE

Ingénieur ENSIC

Service Commun de la Documentation
INPL
Nancy-Brabois**ETUDE ET MODELISATION DE L'AERATION DES STATIONS D'EPURATION
DES EAUX USEES URBAINES PAR AGITATION MECANIQUE DE SURFACE.**

soutenue publiquement le 14 octobre 1994 devant la Commission d'Examen :

Jury:

Président

F.COLIN

Rapporteurs

M.ROUSTAN
O.SCRIVENER

Examineurs

C.GAILLARD
C.PROST
N.ROCHE

AVANT-PROPOS

*Ce mémoire présente une étude réalisée au Laboratoire des Sciences du Génie Chimique dont je remercie son directeur, Monsieur **Daniel TONDEUR** et Monsieur **Jacques VILLERMAUX**, professeur à l'Institut Universitaire de France et responsable du groupe Génie de la Réaction Chimique, de m'avoir accueilli pour réaliser ce travail.*

*Je remercie Monsieur **François COLIN**, professeur à l'IUT de l'Université Henri Poincaré Nancy I, d'avoir examiné mon travail et de m'avoir fait l'honneur de présider ce jury.*

*Je tiens également à remercier Monsieur **Michel ROUSTAN**, professeur à l'Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, et Monsieur **Olivier SCRIVENER**, directeur de recherche CNRS à l'Institut de la Mécanique des Fluides à Strasbourg, d'avoir accepté de juger mon travail en tant que rapporteurs.*

*Ma gratitude s'adresse également à Monsieur **Claude GAILLARD**, président du NAN.C.I.E, pour m'avoir fait l'honneur d'examiner ce rapport et d'accepter d'être membre du jury.*

*Les conseils et critiques de Monsieur le professeur **Christian PROST**, responsable de l'équipe de Génie du Traitement des Eaux au LSGC, m'ont stimulé tout au long de cette recherche. Qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude pour ses qualités ainsi que pour la confiance et la disponibilité qu'il a toujours su m'apporter.*

*Le soutien chaleureux et amical de Monsieur **Nicolas ROCHE**, Maître de Conférences à l'IUT de l'Université Henri Poincaré-Nancy I, m'a beaucoup aidé durant cette étude. Son intérêt quotidien et ses réflexions à propos de mes recherches m'ont été d'un secours réconfortant. Qu'il trouve ici l'expression de ma plus profonde reconnaissance personnelle.*

***Karine RAGIL** m'a été d'une aide précieuse, tant par sa gentillesse que par ces compétences, dans la réalisation de certaines parties de cette étude. Je lui adresse mes plus vifs remerciements.*

Je remercie également l'ensemble des membres de l'équipe du Génie du Traitement des Eaux : Rachid BENDOUNAN, Marie-Louise CHARMOT, Olivier POTIER et Ignasius SUTAPA pour leur soutien durant cette étude.

Je tiens aussi à remercier les membres des services administratifs et techniques du LSGC et plus particulièrement Madame Simone CHANNEL et Messieurs Alain CHENU, René LORRAIN et Louis-Marie VINCENT pour l'aide qu'ils ont pu m'apporter au cours de ce travail.

Je ne saurais oublier toutes les personnes qui ont participé, de près ou de loin, à l'élaboration de cette étude. Je les en remercie chaleureusement.

RESUME

Les petites stations d'épuration des eaux usées urbaines par boues activées équipées d'un aérateur mécanique de surface fonctionnent généralement, dans un but d'économie d'énergie, en aération séquentielle. L'objectif du présent travail est d'étudier et de modéliser l'influence de ces cycles d'aération sur la dégradation des pollutions carbonée et azotée solubles. L'étude du transfert d'oxygène permet de corréliser linéairement la capacité d'oxygénation en eau claire avec la puissance volumique dissipée par la turbine et de tenir compte de l'influence des micro-organismes. Les aérateurs de surface doivent également maintenir en suspension les floccs bactériens : on montre notamment qu'une bonne aération n'entraîne pas forcément un bon mélangeage. D'autres expérimentations réalisées sur un pilote de laboratoire alimenté par un substrat synthétique à base de Viandox montrent que l'aération séquentielle permet d'obtenir une épuration correcte tout en réduisant le coût de l'assainissement ; il faut cependant éviter les trop longues périodes de "non-aération" qui peuvent entraîner une détérioration significative de la qualité du traitement. Un modèle (intégrant l'hydrodynamique du réacteur et du décanteur secondaire) permet de simuler de façon satisfaisante les résultats expérimentaux obtenus dans le pilote pour différentes stratégies d'aération. Cette modélisation utilise un modèle cinétique simple (inspiré de celui de l'IAWPRC) dont la plupart des paramètres sont mesurés expérimentalement.

ABSTRACT

Small activated sludge municipal wastewater treatment plant are mostly equipped with a mechanical surface aerator. For an energetic saving point of view they usually operate with a sequential aeration. This work proposes a study and a modelling of the influence of aeration periods on the degradation of carbonaceous and nitrogenous soluble pollution. The oxygen transfer study allows us to linearly correlate the oxygenation capacity with clean water, with the specific power dissipated by the propeller. Some effects of the microorganisms presence on those transfer phenomena are also characterized. The mixing ability of surface aerators is considered : one shows that a sufficient aeration does not systematically lead to a sufficient solid homogeneity into the aeration tanks. Experiments conducted on a pilot-plant, feeded with a synthetic influent indicate that sequential aeration permits a good purification with a significant energy saving. However it is important to avoid too long periods without aeration. This can induce a sensible damaging of the treatment. A modelling using simple kinetic equations (based on the IAWPRC model) is established. It includes the hydrodynamic behaviour of the reactor and the secondary clarifier and most of the parameters used in the model are experimentally measured. The simulation results, for various aeration periods, match rather well with experimental values.

SOMMAIRE GENERAL

INTRODUCTION

I - ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

- I.1- GENERALITES SUR LE TRAITEMENT DES EAUX PAR BOUES ACTIVEES
- I.2- TRANSFERT D'OXYGENE
- I.3- CAS PARTICULIER DES AERATEURS DE SURFACE
- I.4- LE BRASSAGE
- I.5- CINETIQUES BIOLOGIQUES
- I.6- CONCLUSION ET ORIENTATION DE L'ETUDE

II - MATERIELS ET METHODES

- II.1- LA STATION D'EPURATION DE FLEVILLE
- II.2- DISPOSITIFS EXPERIMENTAUX DE LABORATOIRE
- II.3- MATERIAUX
- II.4- METHODES DE MESURES

III- ETUDE EXPERIMENTALE

- III.1-CARACTERISATION DU FONCTIONNEMENT DES AERATEURS DE SURFACE
- III.2-ETUDE DU FONCTIONNEMENT TRANSITOIRE DES BASSINS A BOUES ACTIVEES
- III.3- CONCLUSIONS

IV- MODELISATION

- IV.1-MODELISATION DE L'HYDRODYNAMIQUE
- IV.2- MODELISATION DU DECANTEUR
- IV.3-MODELISATION DU TRANSFERT D'OXYGENE
- IV.4-MODELISATION DES CINETIQUES BIOLOGIQUES
- IV.5-MODELE GLOBAL
- IV.6-CONCLUSIONS

V- SIMULATION

- V.1-ALIMENTATION CONSTANTE
- V.2-VARIATION SINUSOIDALE DE L'ALIMENTATION
- V.3-INFLUENCE DE LA VARIATION DES PARAMETRES SUR LA PRECISION DU MODELE
- V.4-COMPARAISON DE DIFFERENTES STRATEGIES D'AERATION
- V.5-CONCLUSIONS

CONCLUSION GENERALE

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

NOMENCLATURE

ANNEXES

INTRODUCTION

INTRODUCTION

L'accroissement et l'urbanisation des populations ont entraîné une forte augmentation de la consommation et de la pollution des eaux domestiques. Le milieu naturel (rivière ou mer) n'étant plus capable d'assumer seul son rôle épurateur il a été nécessaire de mettre en oeuvre des procédés "intensifs" de dépollution. Parmi ceux-ci, le traitement des eaux usées urbaines par boues activées est largement utilisé. Il résulte d'un processus de dégradation biologique des polluants en présence de micro-organismes et d'oxygène. L'eau épurée est ensuite séparée des floccs bactériens par décantation.

Pour ce procédé de traitement aérobie, l'aération du réacteur biologique représente 60 à 80% de la consommation énergétique de l'ensemble de la station d'épuration, soit une majeure partie du coût d'assainissement. L'optimisation du fonctionnement de ce type d'installation passe donc par la connaissance des performances du dispositif d'aération et la compréhension des processus biologiques régissant l'épuration et les besoins en oxygène. Cette étude des différents phénomènes doit permettre la modélisation et la simulation du procédé afin d'aboutir à une meilleure gestion du fonctionnement des stations d'épuration.

Plusieurs types de réacteurs à boues activées existent ; ils se différencient par leur système d'aération ainsi que par leur taille et leur géométrie. En France, les petites stations municipales sont généralement constituées d'un bassin de section carrée, équipé d'un aérateur mécanique de surface qui, dans un souci d'économie d'énergie, a souvent un fonctionnement alterné avec des périodes d'agitation et des temps d'arrêt de la turbine arbitrairement prédéterminés. Notre travail se rapporte à ce type de réacteur.

Malgré le nombre important d'études liées à l'aération des bassins de boues activées et à la modélisation des réactions biologiques de dégradation de la pollution (cf chapitre I), il subsiste encore plusieurs points mal définis tels que : l'influence de la présence des micro-organismes sur le transfert d'oxygène, l'homogénéisation et la remise en suspension des floccs bactériens, l'influence des périodes d'arrêt de la turbine sur l'élimination des éléments polluants... Ce sont pourtant des éléments indispensables à la modélisation d'une station d'épuration soumise à une aération alternée.

L'objectif de notre travail est d'étudier et de modéliser, à partir d'essais effectués sur des pilotes de laboratoire, le fonctionnement des petites stations d'épuration soumises à une alimentation en pollution variable dans le temps et aérées de façon séquentielle par agitation de surface.

Le *premier chapitre* de ce mémoire est consacré à l'étude bibliographique du transfert d'oxygène et du brassage dans les bassins de boues activées équipés d'un aérateur mécanique de surface, ainsi que de la modélisation de l'épuration biologique.

Le *chapitre II* rassemble les différentes méthodes et techniques utilisées dans la réalisation du travail expérimental.

Dans le *chapitre III* nous relatons les essais effectués, au laboratoire pour évaluer les capacités d'oxygénation des turbines de surface en eau claire et intégrer l'influence des boues activées sur le transfert d'oxygène. Le brassage est ensuite étudié afin de savoir si une bonne oxygénation est effectivement synonyme de bon brassage et s'il est possible d'établir des critères de fonctionnement garantissant un mélange satisfaisant. Enfin nous suivons l'évolution du système lors des périodes d'anoxie et d'aérobiose pour déterminer la durée maximale d'arrêt de l'aération n'entraînant pas un mauvais fonctionnement de la station et pour estimer les possibilités d'élimination de la pollution azotée avec ce mode de fonctionnement du réacteur biologique.

Nous proposons au *chapitre IV* un modèle permettant de représenter les résultats obtenus sur le pilote de laboratoire, avec un substrat synthétique (entièrement soluble). Ce modèle qui s'inspire largement de celui de l'International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC), ne s'intéresse qu'à la pollution soluble rapidement dégradable. Il est donc assez simple, et la plupart des paramètres utilisés sont obtenus par l'expérience.

La validité de ce modèle est ensuite vérifiée dans le *chapitre V*, où l'on compare les résultats des simulations aux valeurs expérimentales mesurées sur le pilote. Un exemple d'utilisation du programme de simulation est finalement présenté pour illustrer les applications possibles de ce modèle.

CHAPITRE I

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

CHAPITRE I - ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

	page
I.1-GENERALITES SUR LE TRAITEMENT DES EAUX PAR BOUES ACTIVEES	15
I.1.1-Composition et origine des eaux urbaines	15
I.1.2-Prétraitements	17
I.1.3-Décantation primaire	18
I.1.4-Epuration biologique	18
I.1.5-Décantation secondaire	19
 I.2-TRANSFERT D'OXYGENE	 20
I.2.1-Expression du flux de matière	20
I.2.2-Systèmes d'aération	23
 I.3-CAS PARTICULIER DES AERATEURS DE SURFACE	 27
I.3.1-Aération de surface en eau claire	27
I.3.2-Aération de surface en présence de boues activées	29
 I.4-LE BRASSAGE	 31
I.4.1-Brassage des boues activées par agitation de surface	31
I.4.2-Caractérisation de la remise en suspension et de l'homogénéisation	34
 I.5-CINETIQUES BIOLOGIQUES	 35
I.5.1-Dynamique de la population bactérienne	36
I.5.2-Modélisation de l'élimination de la pollution carbonée	38
I.5.3-Modélisation de l'élimination de la pollution azotée	40
I.5.3.1-Ammonification	40
I.5.3.2-Nitrification	41
I.5.3.3-Dénitrification	42
I.5.4-Modélisation de la consommation d'oxygène	43
 I.6-CONCLUSION ET ORIENTATION DE L'ETUDE	 44



I.1-GENERALITES SUR LE TRAITEMENT DES EAUX PAR BOUES ACTIVEES

Le procédé de traitement des eaux usées par boues activées reprend de façon industrielle l'effet auto-épuration des rivières. Ce procédé qui consiste à mettre en contact, dans un réacteur biologique aéré, les eaux chargées d'éléments polluants avec des floccs de micro-organismes en suspension, est actuellement le plus utilisé pour l'épuration des eaux usées. Il s'effectue dans des stations d'épuration dont l'organisation est généralement schématisée de la façon suivante (figure I.1) :

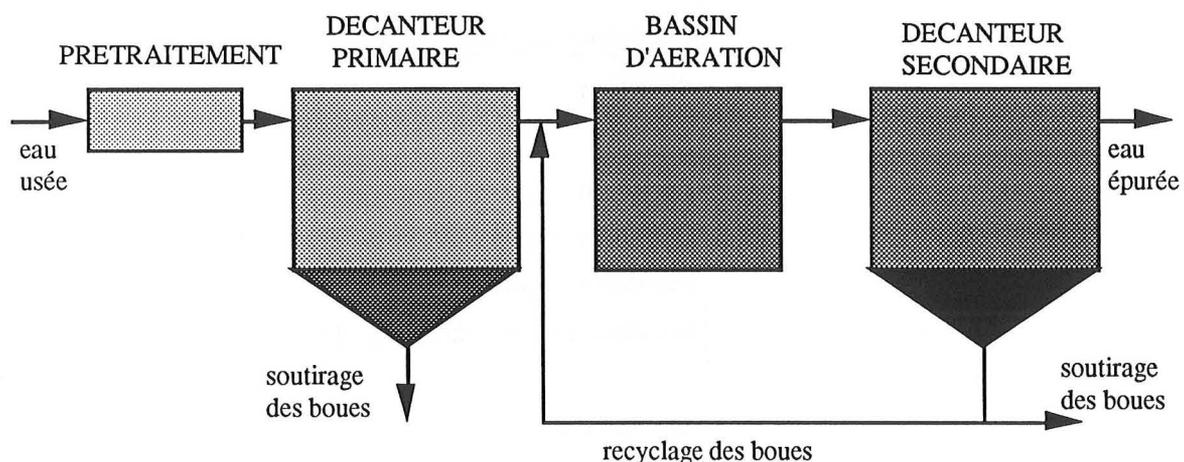


Figure I.1: Schéma d'une station d'épuration des eaux usées par boues activées

I.1.1-Composition et origine des eaux urbaines

Les eaux usées urbaines ont généralement pour origine les eaux sanitaires (lavage de la vaisselle, de la lessive, des intérieurs, soins hygiéniques, toilettes...) auxquelles s'ajoutent, dans le cas d'un réseau unitaire d'égout, les eaux de pluie et de ruissellement. Elles sont habituellement caractérisées par divers critères permettant d'évaluer la quantité et la qualité de la pollution (tableau I.1). Des résultats d'analyses réalisées par l'American Public Health Association sur des eaux usées domestiques donnent des valeurs typiques pour certains de ces critères de pollution (tableau I.2). En fait la production d'eaux usées urbaines est entièrement liée à l'activité humaine et aux conditions météorologiques, elle est donc sujette à des fluctuations journalières, hebdomadaires et annuelles (BÖNHKE et col. 1990, NEVEUX-GUILLY, 1993).

Paramètre	source
Physique	
Solides	eau de ruissellement, eau domestique
Température	eau domestique
Couleur	eau domestique
Odeur	décomposition des déchets
chimique	
Organique :	
Protéines	eau domestique
Hydrocarbures	eau domestique, circulation des voitures
Graisses	eau domestique
Surfactants	eau domestique, nettoyage des chaussées
Inorganique :	
pH	eau domestique
Chlorures	eau de ruissellement, eau domestique
Alcalinité	eau de ruissellement, eau domestique
Azote	eau domestique
Phosphore	eau domestique
Sulfure	eau de ruissellement
Gaz :	
Oxygène	eau de ruissellement
Sulfure d'hydrogène	décomposition des déchets domestiques
Méthane	décomposition des déchets domestiques
Biologique	
Protistes	eau domestique, stations d'épuration
Virus	eau domestique

Tableau I.1 : Paramètres caractérisant la pollution urbaine (d'après METCALF, 1972)

MATIERES (mg/l*)	POLLUTION		
	forte	moyenne	faible
Matières solides totales	1000	500	200
- biodégradables	700	350	120
- non biodégradables	300	150	80
Matières en suspension totales	600	350	120
-biodégradables	400	250	70
- non biodégradables	200	100	50
Matières dissoutes totales	500	200	100
- biodégradables	300	100	50
- non biodégradables	200	100	50
DBO ₅	300	200	100
Oxygène consommé	150	75	30
Oxygène dissous	0	0	0
Azote total	85	50	25
- organique	35	20	10
- ammoniacal libre	50	30	15
- nitrite-N	0.1	0.05	0
- nitrate-N	0.4	0.2	0.1
Chlorures	175	100	15
Alcalinité (en CaCO ₃)	200	100	50
Graisses	40	20	0

* : excepté matières décantables

Tableau I.2 : Analyse des eaux usées domestiques (réalisée par l'American Public Health Association) (BÖNHKE et col., 1990)

I.1.2-Prétraitements

Ils sont essentiellement utilisés pour l'élimination des huiles et des matières flottantes ou en suspension. Il s'agit généralement de dégrilleurs (ou de tamis) qui retiennent les grosses particules (quelques centimètres) et de désableurs-déshuileurs. Les petites particules sédimentent au fond du bassin alors que les graisses sont récupérées, par un racleur, en surface.

I.1.3-Décantation primaire

Cette décantation a pour but de séparer les particules qui, du fait de leur taille ou leur densité, n'ont pas sédimenté dans le déssableur. Elle permet ainsi d'éliminer une grande partie des matières non solubles décantables (environ 60 %) et donc de diminuer la concentration en pollution à l'entrée du bassin d'aération. Certains procédés utilisent l'ajout de flocculants afin de favoriser la décantation des très fines particules. Ce processus de décantation est en fait influencé par différents facteurs tels que le temps de passage, la géométrie du décanteur, la température de l'eau et la concentration, la taille, la forme et la densité des particules. Les boues soutirées en fond de décanteur subissent généralement un traitement dit tertiaire (digestion anaérobie, centrifugation, séchage, ...) et peuvent être ensuite commercialisées à des fins agricoles.

I.1.4-Epuration biologique

Dans le bassin d'aération les micro-organismes s'agglomèrent sous forme de floccs et se développent en utilisant la pollution comme un substrat nécessaire à la production d'énergie vitale et à la synthèse de nouvelles cellules vivantes (figure I.2). Une partie des éléments polluants qui ne sont pas dégradés biologiquement peut être adsorbée et incorporée aux floccs de boues (BROUZES, 1973).

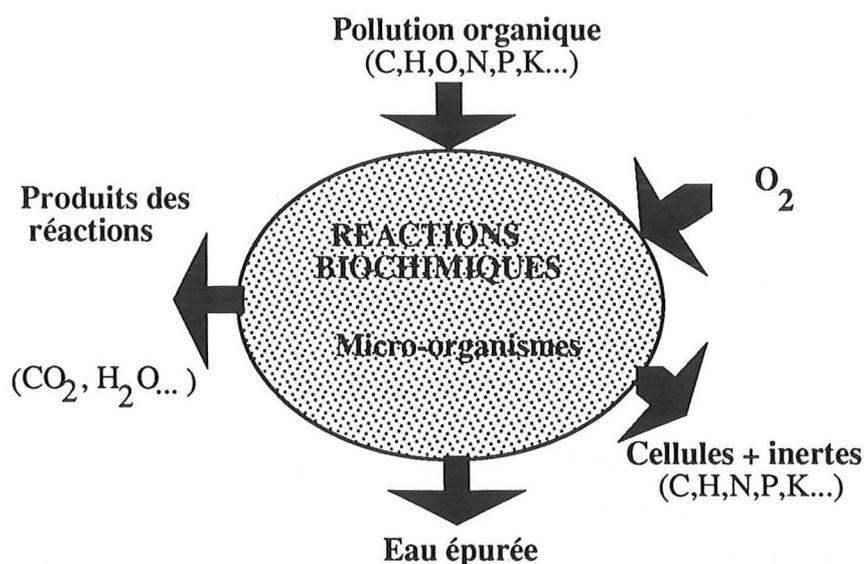


Figure I.2 : Epuration biologique aérobie (BROUZES, 1973)

De nombreux micro-organismes ayant des vitesses de croissance très différentes sont associés à ce processus de dégradation : on trouve généralement des bactéries, des algues, des champignons et des protozoaires. Les bactéries restent cependant les micro-organismes les plus impliqués. Ce processus de dégradation microbienne peut être décomposé en plusieurs phases (figure I.3). Une phase de transport qui amène les polluants (solubles et insolubles) du sein du liquide vers la surface de la bactérie. Une phase de diffusion au cours de laquelle le substrat soluble diffuse facilement à travers la membrane, alors que les matières insolubles (particules, colloïdes et grosses molécules) sont d'abord adsorbées à la surface de la bactérie, puis hydrolysées par des exoenzymes, avant d'être à leur tour assimilées. Enfin la phase de métabolisation des polluants qui s'effectue au sein de la cellule. Cette étape, beaucoup plus lente que les précédentes, se divise en trois parties :

- l'assimilation (ou anabolisme) qui est l'utilisation des matières polluantes pour la synthèse de nouvelles cellules
- la respiration (ou catabolisme) qui permet la combustion des substrats afin de libérer l'énergie nécessaire aux micro-organismes pour assumer leurs fonctions vitales
- la respiration endogène où les micro-organismes utilisent leur propre matière en guise de substrat.

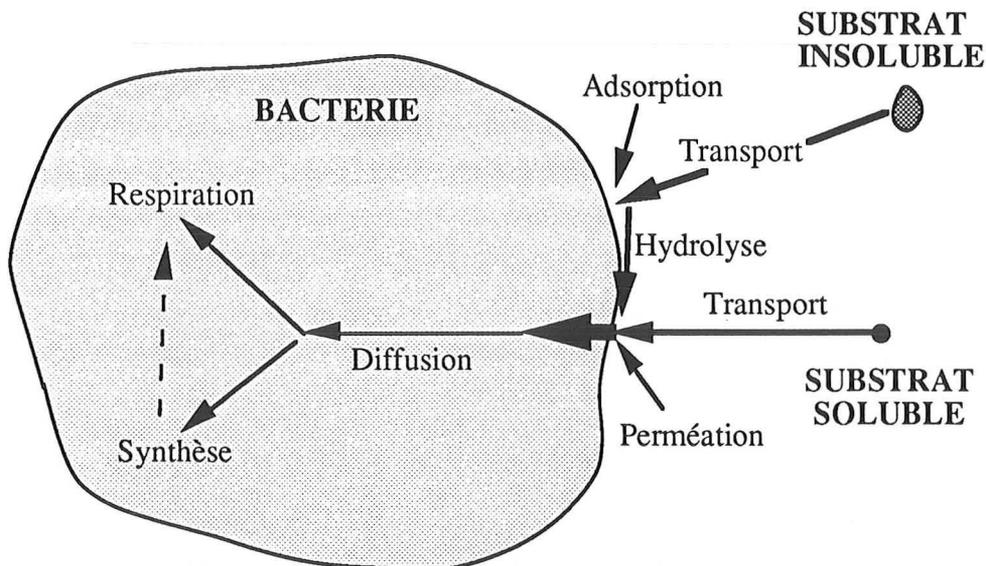


Figure I.3 : Schéma de principe de la nutrition bactérienne (EDELIN, 1988)

I.1.5-Décantation secondaire

Cette phase ultime du traitement permet de séparer, par décantation, les flocs bactériens formés dans le bassin d'aération et l'eau épurée, avant son rejet à la rivière. Une

partie des boues récupérées en fond de décanteur est recyclée dans le bassin d'aération. L'autre fraction est soutirée et subit en général avec les boues primaires un traitement tertiaire. L'efficacité d'une station d'épuration réside en partie dans la qualité de la séparation floccules de boues activées - eau épurée. Plusieurs phénomènes peuvent perturber cette décantation :

-la "remontée" des boues ; elle est essentiellement due aux bulles de gaz qui, libérées lors des réactions de dénitrification ou de fermentation anaérobie, s'emprisonnent dans les floccules diminuant ainsi leur masse volumique.

-le "bulking"⁽¹⁾ qui peut se présenter sous deux formes (PIPES, 1967). La première dite "bulking zoogléal" est la floculation de particules trop petites pour avoir une vitesse de décantation convenable. La seconde résulte d'une prolifération de bactéries filamenteuses qui, du fait de leur surface spécifique importante décantent extrêmement mal. De nombreux paramètres tels que l'hydrodynamique du bassin d'aération (CHUDOBA et col., 1973, ROCHE, 1989), la charge massique appliquée (ROQUES, 1980), la présence d'exo-polymères (LI et col., 1990)... semblent influencer l'apparition de ce phénomène.

I.2-TRANSFERT D'OXYGENE

L'aération est une grandeur essentielle pour les procédés aérobies d'épuration biologique. Elle représente 60 à 80 % de la consommation énergétique d'une station d'épuration par boues activées (VASEL, 1990), soit une part majeure du coût d'assainissement. De plus elle peut influencer la qualité des floccules et leur aptitude à décanter (PALM et col., 1990) perturbant ainsi le fonctionnement du décanteur secondaire. Une bonne modélisation ainsi qu'une meilleure connaissance des phénomènes d'oxygénation des bassins aérés semble donc nécessaire pour une épuration performante.

I.2.1-Expression du flux de matière

Lors de l'absorption physique, le flux des molécules transférées est proportionnel à l'aire interfaciale "a", ainsi qu'à la force motrice qui est représentée par (p-p_i) dans la phase gaz et par (C_i-C) dans la phase liquide. Le bilan caractérisant le transfert de soluté entre les deux phases s'écrit alors :

$$\phi = k_g \cdot a \cdot (p - p_i) = k_l \cdot a \cdot (C_i - C) \quad (I-1)$$

(1) terme anglo-saxon n'ayant pas d'équivalent satisfaisant en français

où k_g et k_l sont respectivement les coefficients de transfert côté gaz et côté liquide. Ces coefficients peuvent être liés à plusieurs concepts dont le plus simple est le modèle du double film proposé initialement par WHITMAN (CHARPENTIER et col., 1983) en 1923 (figure I.4).

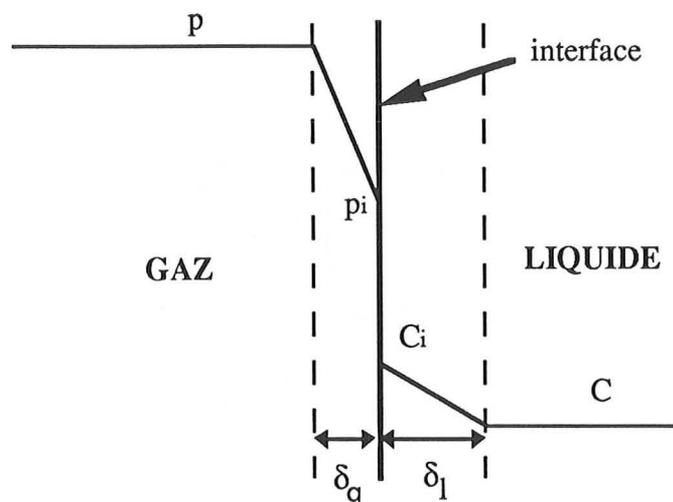


Figure I.4 : Profil général de concentration en soluté

Ce modèle suppose de chaque côté de l'interface, la présence d'un film stagnant d'épaisseur δ_g pour le gaz et δ_l pour le liquide. Le soluté dont la concentration est uniforme au sein des phases, suite à l'agitation turbulente, traverse chacun des films par diffusion moléculaire. De plus la résistance au transfert à travers l'interface est considérée comme négligeable : p_i et C_i sont donc deux grandeurs à l'équilibre.

D'autres modèles plus complexes existent dans la littérature. Ils supposent que les éléments de liquide proches de l'interface sont périodiquement remplacés par d'autres venus du sein du liquide. Lorsqu'ils sont à l'interface ils absorbent comme une couche de liquide stagnant d'épaisseur infinie. Le transfert de matière est alors caractérisé par :

- un temps de contact : modèle de HIGBIE (1935)
- une vitesse de renouvellement des éléments liquides situés à l'interface : modèle de DANCKWERTS (1970).

Le modèle de WHITMAN est peut-être le moins réaliste. Mais il est souvent utilisé du fait de sa simplicité, et il conduit à des résultats proches de ceux obtenus avec les modèles plus sophistiqués.

Dans le cas de l'oxygénation de l'eau, la résistance au transfert côté gaz est négligeable devant celle côté liquide (MUNZ et col., 1989). On a ainsi $p=p_i$ et C_i qui correspond à l'équilibre avec p est souvent notée C^* (figure I.5), d'où :

$$\phi = k_l \cdot a \cdot (C^* - C) \quad (I-2)$$

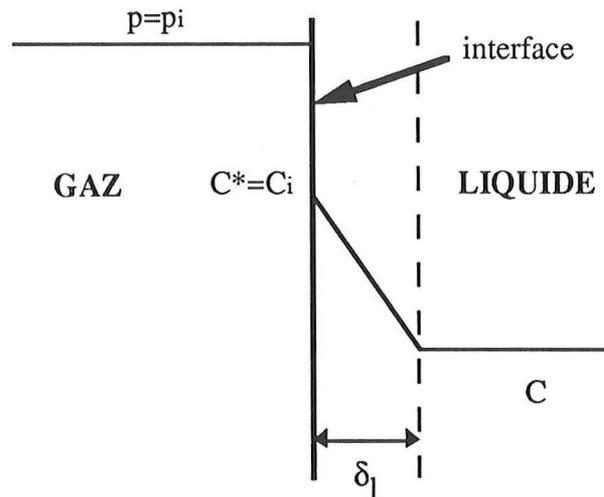


Figure I.5 : Profil de concentration en soluté pour le cas particulier de l'oxygénation de l'eau

Lorsque le gaz dissous est consommé au sein de la phase liquide par une réaction chimique, l'équation de transfert de matière est définie par :

$$\phi = E \cdot k_l \cdot a \cdot (C_i - C) \quad (I-3)$$

où E est appelé facteur d'accélération : ce facteur caractérise l'influence de la réaction sur la cinétique du transfert. Si la réaction est très rapide (figure I.6a) le gaz réagit dès son entrée dans le liquide et la réaction a lieu exclusivement dans le film liquide. Le transfert est alors très accéléré par la réaction et $E \gg 1$. Quand la réaction est lente (figure I.6b) le flux de transfert de matière n'est que peu influencé par la cinétique de la réaction et $E \approx 1$.

Dans le cas de l'aération des bassins de boues activées, la consommation d'oxygène ne résulte pas d'une réaction chimique mais de l'action des micro-organismes. Globalement, l'effet est le même et par analogie, on définit un facteur biologique d'accélération α tel que:

$$\phi = \alpha \cdot k_l \cdot a \cdot (C^* - C) \quad (\text{I-4})$$

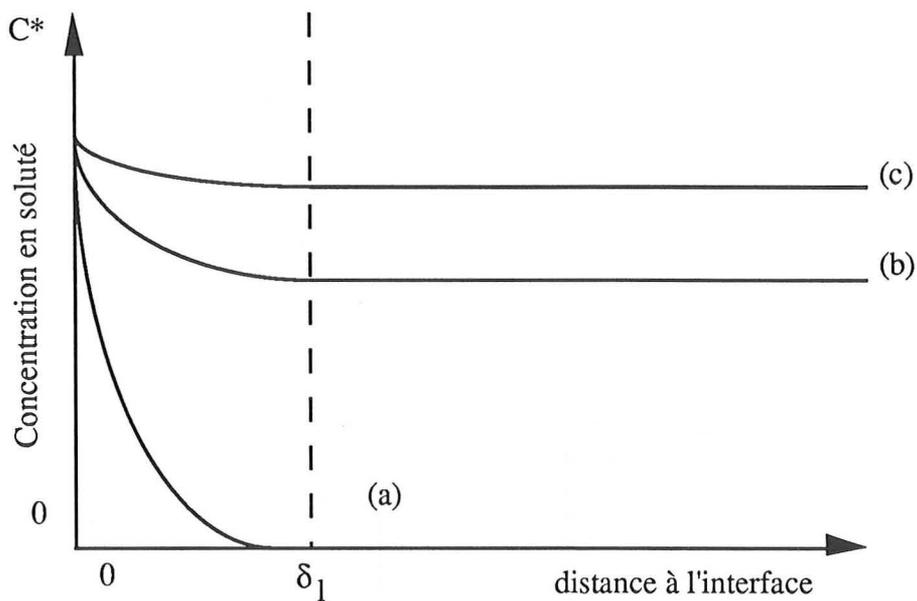
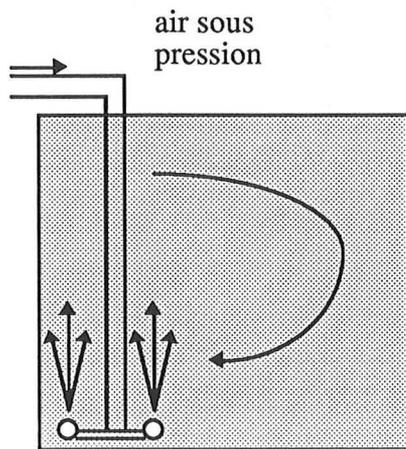


Figure I.6 : Profil de concentration dans le cas du transfert accompagné de réaction chimique ; a : réaction très rapide ; b : réaction lente ; c : sans réaction

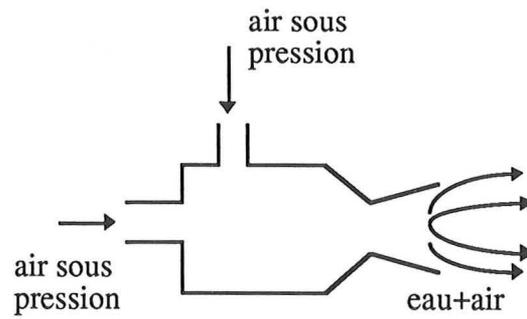
I.2.2-Systèmes d'aération

Les systèmes d'aération utilisés dans les stations d'épuration peuvent être classés en 3 catégories (DUCHENE et col., 1990) (figure I.7) :

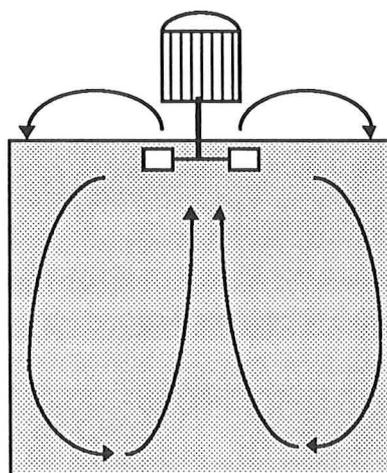
- les diffuseurs d'air
- les aérateurs à jet
- les aérateurs de surface



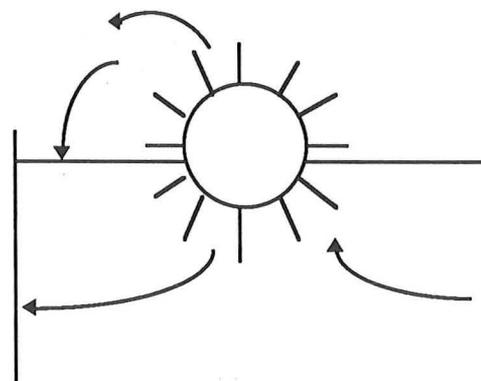
diffuseur d'air



aérateur à jet



axe vertical



aérateur à brosse

aérateurs de surface

Figure I.7 : Différents dispositifs d'aération

*Les diffuseurs à air

Ces systèmes envoient, grâce à des surpresseurs ou des turbo-compresseurs, de l'air sous pression au fond des bassins d'aération. La taille des bulles d'air alors formées

dépend essentiellement du dispositif d'injection utilisé. Les petites bulles sont émises par diffusion à travers des corps poreux (dômes, disques de céramiques ...) et les bulles de taille plus grossière proviennent de diffuseurs à clapet ou à lame vibrante ... ou encore de tubes chicanés (aérateurs statiques) permettant un assez long temps de séjour des bulles dans l'eau. Ces systèmes d'insufflation d'air peuvent être associés à une turbine afin d'améliorer le brassage et la diffusion des bulles.

*Les aérateurs à jet

Dans ces systèmes (peu utilisés en France) le liquide pompé au fond du bassin est réintroduit sous forme de jet. L'énergie du jet liquide provoque, dans la chambre de mélange de l'éjecteur, un entraînement d'air qui, dispersé en fines bulles, assure l'oxygénation. La circulation du liquide dans le bassin est assurée par le pompage et le mouvement induit par le jet.

*Les aérateurs de surface

Ces systèmes d'aération sont très utilisés sur les petites et moyennes stations d'épuration à boues activées ainsi que sur les lagunes. Ils assurent l'oxygénation en provoquant une forte turbulence à la surface des bassins d'aération, et permettent ainsi la projection du liquide dans l'air, le renouvellement de la surface libre et la formation de petites bulles. Les aérateurs correspondants se divisent en trois catégories : les turbines lentes, les turbines rapides (souvent associées à une cheminée d'aspiration) et les brosses.

Les caractéristiques de ces différents dispositifs d'aération sont regroupées dans le tableau I.3. Un tableau très détaillé, incluant les capacités d'oxygénation de chaque système est aussi donné par VASEL (1990). La suite de cette étude concerne, quant à elle, exclusivement les aérateurs de surface sans tube d'aspiration.

type d'équipement	caractéristiques	applications	avantages	inconvénients
diffuseurs				
poreux	bulles fines disques en céramique dômes plastiques	tout type de boues activées. Stations de capacité élevée	-bon transfert -bon brassage	coût (investissement + maintenance) colmatage possible
non poreux	grosses bulles produites par tuyère ou cisaillement	tout type de boues activées	peu de maintenance	faible transfert coût élevé (énergie + investissement)
statique	entraînement forcé d'air et d'eau dans un tube équipé d'un système de brassage	principalement en lagunage aéré	-économique : peu de maintenance -bon transfert	la capacité de mélange
aérateurs mécaniques de surface				
turbine lente	diamètre de turbine élevé. Montée sur pont ou plateforme fixe. moteur + réducteur	tout type de boues activées. lagunage aéré	pompage et transfert élevés	-possibilité de givrage. -maintenance du réducteur
turbine rapide	diamètre de turbine faible. Montée sur pont flottant. tube d'aspiration	tout type de boues activées. lagunage aéré	-bon transfert -maintenance aisée -investissement faible -souplesse d'utilisation	-possibilité de givrage. -accessibilité difficile
brosses	faible vitesse moteur + réducteur	fosse d'oxydation lagunage aéré	-transfert moyen -maintenance aisée -investissement faible	sensibilité aux conditions de mise en oeuvre
aérateurs à éjection				
systèmes à base de pompe	pompe éjecteur	peu utilisés en France aération de lisier		

Tableau I.3 : Caractéristiques des différents dispositifs d'aération (d'après ECKENFELDER, 1982)

I.3-CAS PARTICULIER DES AERATEURS DE SURFACE

I.3.1-Aération de surface en eau claire

Cette approche permet d'évaluer les performances d'oxygénation de différents mobiles d'aération afin de pouvoir les comparer, les modéliser et prédire leur mode de fonctionnement. En pratique la détermination de l'aire interfaciale de transfert reste extrêmement délicate ; ce qui conduit à utiliser le produit $k_L.a$, ou d'autres critères tels que la Capacité d'Oxygénation en eau claire pour une concentration nulle d'oxygène dissous (CO) :

$$CO = k_L.a.C^* \quad (I-5)$$

Cette capacité est souvent rapportée à la puissance volumique dissipée dans le réacteur (P/V) et définit ainsi l'Apport Spécifique Brut :

$$ASB = \frac{CO.V}{P} \quad (I-6)$$

qui caractérise l'efficacité de l'aérateur. La modélisation de ces critères en fonction des conditions opératoires est généralement empirique ou semi-empirique (tableau I.4). Elle montre l'influence de nombreux paramètres tels que : la géométrie et la taille du mobile, les dimensions du bassin, l'immersion de la turbine, la vitesse de rotation, la puissance mécanique introduite...

Auteurs	Corrélations		Remarques
ECKENFELDER et col. (1967)	$\frac{ASB}{V} = AL + K_V \cdot \frac{P}{V}$	pilotes	-le flux de transfert est divisé en deux parties: -le flux transféré dans la gerbe d'eau (AL) -le flux transféré par turbulence et entraînement de bulles à la surface -K _V dépend du type d'aérateur
KORMANIK (1976)	$\frac{ASB}{V} = AL + K_A \cdot \frac{P}{A}$	stations	-K _A dépend du type d'aérateur -K _A est une fonction linéaire du débit de pompage de la turbine -seule la surface libre du bassin a de l'importance sur le transfert par turbulence et entraînement
SCHMIDTKE et col. (1977)	$k_l \cdot a_{(20^\circ C)} = 0,98 \cdot 10^{-8} N^{2,41} D^{1,55}$	pilotes	
BRUXELMANE (1978)	$k_l \cdot a = B \cdot \left(\frac{P}{V}\right)^{0,6}$	pilotes	B dépend du type d'agitateur
ROUSTAN et col. (1979)	$N_T \cdot N_p^{-1} = 2,3 \cdot 10^{-3} Fr^{1,07}$	pilotes	-indépendant du type de turbine -Fr : nombre de Froude -N _p : nombre de puissance -N _t : nombre de transfert
ZLOKARNIK (WINKLER, 1981)	$k_l \cdot a = 10^{-3} \left(\frac{N^2 \cdot D^4}{V}\right) \cdot \left(\frac{\rho}{\eta \cdot g}\right)^{(1/3)}$		aérateurs de tailles et de formes différentes
HEDUIT et col. (1983)	$1 < ASB < 1,9 \text{ kgO}_2 \cdot \text{kWh}^{-1}$	stations	500 essais sur 200 stations d'épurations différentes
KAUL et col. (1990)	$CO = 13,5 Re^x Fr^{0,1} \cdot (h/H)^{0,9} (n/4)^{0,45} (L/D)^{0,04} (D/H)^{0,19} (\sin(\iota))^{0,45} \cdot 10^{-3}$	pilotes	h:immersion,L:dimension du bassin, H:hauteur d'eau, ι:inclinaison des pales,n: nombre de pales, 1,7<x<1,8
OGNEAN (1993)	$N_T = 8 \cdot 10^{-6} Fr^{1,07} Ga^{0,2}$	pilotes	Ga : nombre de Galilée

Tableau I.4 : Corrélations entre les performances d'aération en eau claire et les paramètres de fonctionnement des aérateurs de surface

L'aération en eau claire peut aussi être influencée par la qualité de l'eau utilisée pour les mesures (STRENSTROM et col., 1981). ECKENFELDER et col. (1967) signalent une modification des performances d'aération en présence de détergent et expliquent ce phénomène par la formation d'un film de surfactant qui gênerait le transfert à l'interface gaz-liquide. ROUGNON et col. (1980) notent aussi une variation de 50% sur la valeur de la conductance $k_1.a$ mesurée en eau pure et en eau chargée d'huile (0,1ml.l⁻¹). Enfin il faut préciser que la présence de sels dissous peut modifier les conditions de saturation de l'oxygène dans l'eau et perturber le transfert.

I.3.2-Aération de surface en présence de boues activées

Les résultats évalués en présence de boues activées sont souvent assez différents de ceux estimés en eau claire ; comme nous l'avons précédemment mentionné un facteur correctif α est fréquemment utilisé :

$$\alpha = \frac{k_1 \cdot a_{(boues)}}{k_1 \cdot a_{(eau\ claire)}} \quad (I-7)$$

Les valeurs de α rencontrées dans la littérature pour les aérateurs de surface fonctionnant avec des boues activées sont souvent comprises entre 0,6 et 1,2 (DOWING et col. (STRENSTROM, 1981)). Pour des eaux usées urbaines, HEDUIT (1979) mesure une valeur de 0,87 ce qui correspond assez bien avec les gammes de 0,8 à 0,95 (ECKENFELDER, 1982) et 0,87 à 0,95 (LI et col., 1989) données pour le même type d'effluent. Malgré l'abondante littérature qui existe à propos de α , peu de certitudes ne sont encore établies quant à l'explication de l'influence des micro-organismes sur la valeur de ce facteur.

* Influence de la concentration en boues activées

VAN DER KROON (1969) observe, avec des boues dont la concentration varie entre 0,5 et 3 g.l⁻¹ une influence de celle-ci sur α , qu'il caractérise par :

$$\alpha = 1 - K_\alpha \cdot X^{2/3} \quad (I-8)$$

où K_α est fonction de la boue utilisée. LI et col. (1989) reprennent le même type d'expression pour décrire leurs résultats mais modifient cependant la valeur de l'exposant (0,719 au lieu de 0,67). CASEY et col. (1974) signalent aussi une évolution de α avec la concentration en biomasse, qu'ils expriment par :

$$\alpha = 1 + K_1 X - K_2 X^2 \quad (I-9)$$

où K_1 et K_2 sont des constantes caractéristiques de la boue. Ces auteurs notent cependant que les matières en suspension non floculées n'ont pas d'influence sur le transfert d'oxygène pour $0 < X < 10 \text{ g.l}^{-1}$. A l'opposé WHEATLAND et col. (1979) remarquent peu d'influence de la concentration sur le facteur α , dans une gamme de concentration de 2 à 7 g.l^{-1} . Il existe par conséquent un certain désaccord entre les divers auteurs quant à l'influence de la présence "physique" des bactéries sur le transfert d'oxygène (figure I.8).

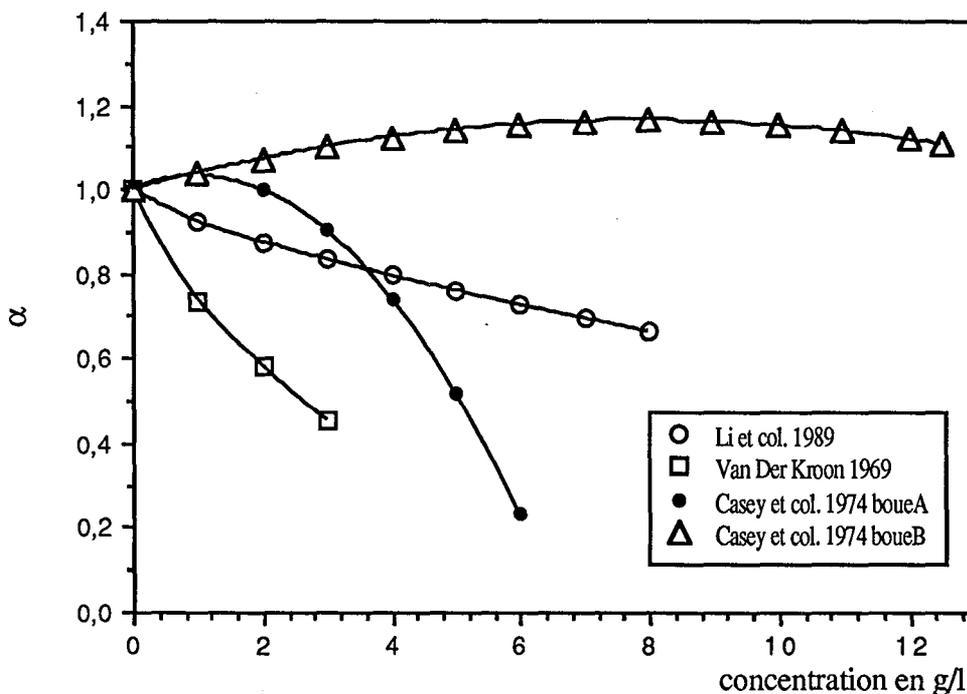


Figure I.8 : Influence de la concentration en boues sur α

*Influence de la respiration des bactéries

BOON (1978) note l'évolution, dans un réacteur piston, du facteur α en fonction du degré d'épuration. D'autres auteurs (BENNETT et col., 1964 ; ALBERTSON et col., 1975 ; SOBOTKA et col., 1981 ; MINES et col., 1987) montrent une augmentation du transfert avec la consommation d'oxygène par les bactéries (OUR - en anglais : Oxygen

Uptake Rate) dans le système. Cependant ce phénomène appelé couramment accélération biologique n'est pas admis de tous. En effet MUELLER et col. (1990) signalent que le phénomène d'accélération biologique n'apparaît pas dans les stations d'épuration des eaux usées ; son observation serait due à une mauvaise technique d'évaluation de la consommation d'oxygène par les bactéries. De plus, différentes théories s'affrontent pour expliquer cette accélération (quand l'existence de cette dernière est acceptée). BENNETT et col. (1964), ALBERTSON et col. (1975) et SOBOTKA et col. (1981) pensent qu'une partie des bactéries consomme directement l'oxygène dans la phase gazeuse, court-circuitant ainsi le transfert à travers le film liquide. TSAO (1968) puis MINES et col. (1987) expliquent ce phénomène par la décroissance de la résistance de transfert due à la respiration des micro-organismes concentrés dans le film liquide. Enfin JU et col. (1992) proposent une modélisation du transfert d'oxygène par aération de surface dans laquelle ils estiment que l'oxygénation est aussi gênée par la présence "physique" de bactéries à l'interface qui limiterait l'aire de transfert a.

En résumé : L'oxygénation par aération de surface en eau claire est bien étudiée dans la littérature. L'influence des différents paramètres opératoires sur le transfert est assez bien maîtrisée et plusieurs corrélations, plus ou moins complexes, établies en pilote de laboratoire ou sur station existent. Des possibilités d'extrapolation du laboratoire au site réel sont proposées par certains auteurs (SCHMIDTKE, 1977 ; KAUL, 1990 ; OGNEAN, 1993). En revanche le transfert d'oxygène en présence de micro-organismes est beaucoup moins bien connu et compris. De nombreuses polémiques existent encore quant à l'influence de la concentration en biomasse ou de la respiration des bactéries sur le transfert.

I.4 - LE BRASSAGE

I.4.1-Brassage des boues activées par agitation de surface

Les dispositifs d'aération des installations d'épuration doivent assurer deux fonctions essentielles : l'aération du milieu afin d'apporter aux micro-organismes aérobies l'oxygène nécessaire pour leur respiration et une circulation suffisante du liquide afin de maintenir la biomasse épuratrice en suspension et uniformiser la concentration en oxygène dissous dans le réacteur. Il n'existe cependant que peu d'études concernant la fonction brassage des aérateurs de station d'épuration. ECKENFELDER (1982) estime que la puissance requise pour une bonne aération est souvent supérieure à celle nécessaire pour le brassage. Il note aussi qu'une profondeur de bassin inférieure à 3,65 m est généralement préconisée

pour les installations fonctionnant avec un aérateur de surface sans tube d'aspiration. KALBSKOPF (1972) compare (figure I.9) la puissance volumique nécessaire au transfert d'oxygène avec la consommation de puissance requise pour le maintien en suspension des floccs bactériens. Il montre ainsi que la puissance nécessaire au transfert d'oxygène est souvent suffisante pour l'agitation et recommande des vitesses en fond de bassin de 0,15 à 0,20 m.s⁻¹ pour éviter la formation de dépôt dans le réacteur.

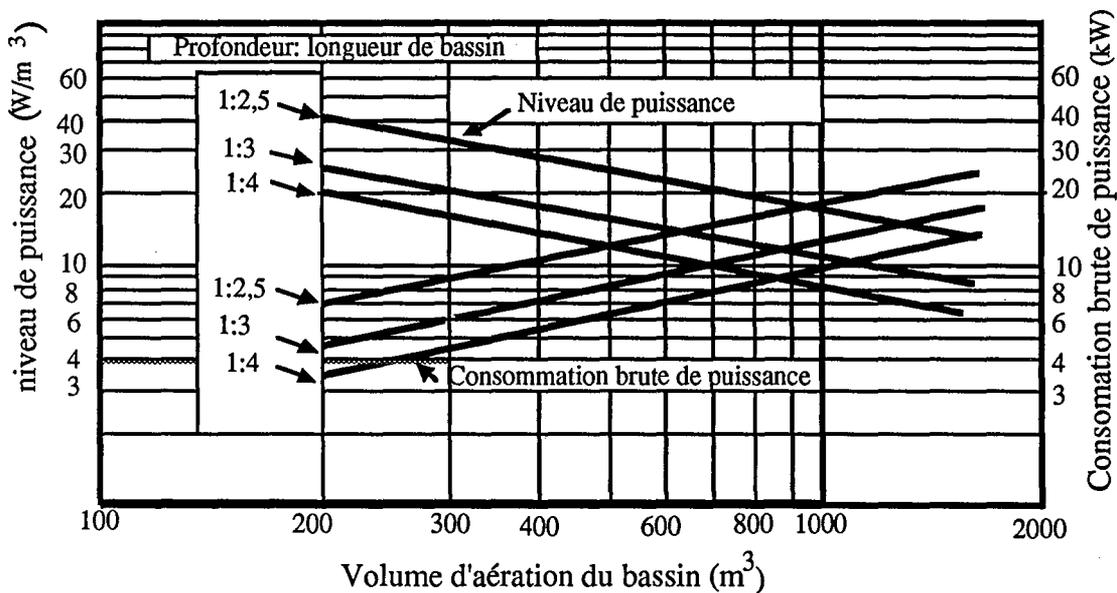


Figure I.9 : Puissance requise pour le brassage du bassin d'aération
(KALBSKOPF, 1972)

DUCHENE et col. (1990), d'après des mesures sur site, estiment à 0,3 m.s⁻¹ la vitesse en fond de bassin nécessaire pour la reprise des particules organiques et des floccs biologiques. Ils signalent par ailleurs que le manque de capteurs adaptés est sûrement la cause du peu de mesures effectuées sur les bassins d'aération. De plus cette vitesse en fond de réacteur est fortement influencée par la présence d'agents tensio-actifs (figure I.10) ou de boues activées (figure I.11). Enfin lorsque plusieurs aérateurs de surface fonctionnent simultanément sur une même installation il semble important d'étudier le rayon d'action de chaque turbine ainsi que l'interaction des unes par rapport aux autres (KUMKE et col., 1968 ; PRICE et col., 1973).

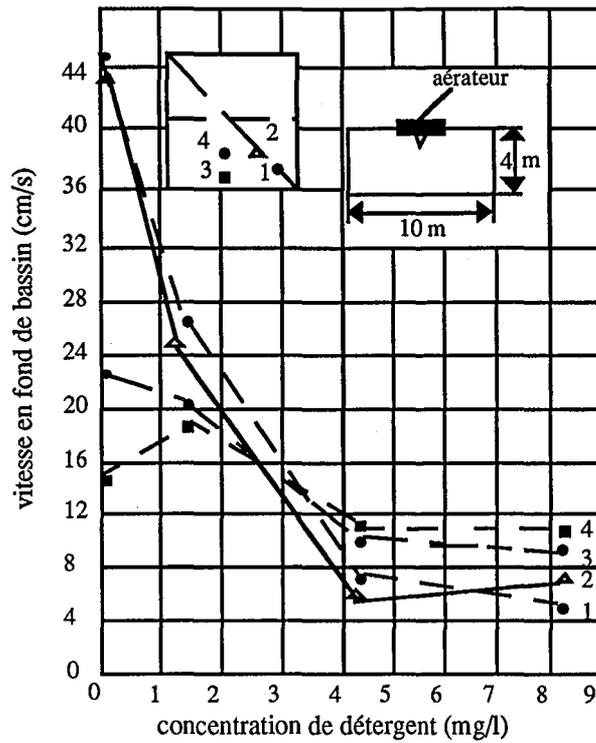


Figure I.10 : Influence de la concentration en détergent sur la vitesse en fond de bassin (KALBSKOPF, 1972)

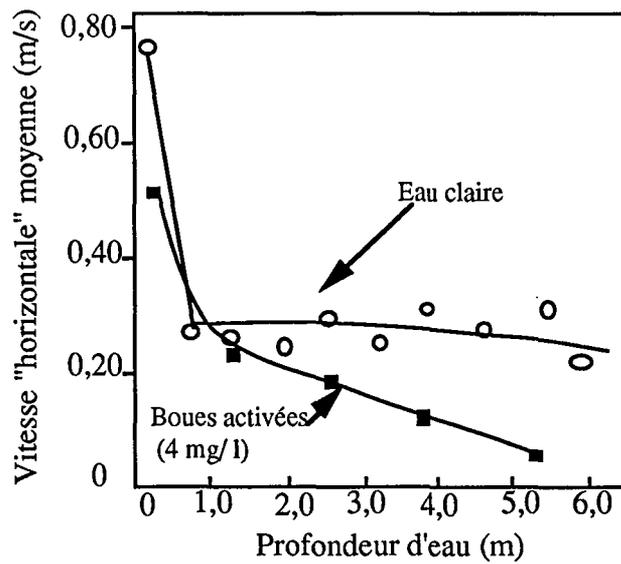


Figure I.11 : Profils de vitesses en eau claire et avec des boues activées (PRICE et col., 1973)

I.4.2- Caractérisation de la remise en suspension et de l'homogénéisation

La littérature liée au mélangeage d'une phase solide dispersée dans une phase liquide est très fournie. Cependant elle concerne généralement des particules grenues et des réacteurs équipés d'agitateurs profondément immergés.

*la remise en suspension

Elle est directement dépendante de la vitesse d'agitation ; il existe une **vitesse minimale d'agitation** N_{rs} à partir de laquelle la remise en suspension est assurée. Dans ce cas les particules ne restent pas plus de une à deux secondes sur le fond du réacteur (critère de ZWIETERING, 1958). Plusieurs méthodes telles que l'approche empirique (ZWIETERING, 1958) ou l'analyse du comportement des particules en présence de turbulence (BARRESI et col., 1987) sont utilisées pour corrélérer N_{rs} en fonction des paramètres géométriques et opératoires du réacteur. Cependant de nombreux auteurs recommandent l'utilisation de la relation proposée par ZWIETERING (1958) :

$$N_{rs} = s \cdot v^{0,1} \cdot d_p^{0,2} \cdot \left(g \cdot \frac{\rho_p - \rho_l}{\rho_l} \right)^{0,45} \cdot X_m^{0,13} \cdot D^{-0,85} \quad (I-10)$$

où X_m est le rapport entre la masse de particules et la masse du liquide et s une variable adimensionnelle contenant les informations liées à la géométrie du système. On retient habituellement pour les turbines de Rushton:

$$s \propto (L/D)^{1,5} \quad (I-11)$$

Ce qui donne d'après la corrélation (I-10) :

$$N_{rs} \propto L^{1,5} \cdot D^{-2,35} \quad (I-12)$$

Il faut cependant être prudent dans l'utilisation de ces corrélations. CHAPMAN et col. (1983) signalent que la relation de ZWIETERING (1958) n'est pas applicable à tous les systèmes. Même si les différents auteurs sont relativement d'accord avec les valeurs des exposants, ils notent que la moindre variation de géométrie de la cuve ou de l'agitateur, affecte considérablement "s".

Une autre grandeur fréquemment utilisée pour l'étude de la remise en suspension est la **puissance minimale de remise en suspension** P_{rs} . Elle permet l'extrapolation de

systèmes géométriquement similaires, mais son utilisation reste plus difficile lorsque le rapport diamètre du réacteur sur diamètre de la turbine varie.

*l'homogénéisation

L'état d'homogénéité d'une suspension est souvent caractérisé par un critère de dispersion :

$$v = \frac{1}{X^o} \left(\frac{1}{j} \cdot \sum_{i=1}^j (X_i - X^o)^2 \right)^{1/2} \cdot 100 \quad (\text{I-13})$$

où X^o est la concentration moyenne dans le réacteur, X_i la concentration locale et j le nombre d'échantillons. Les faibles valeurs de v (inférieures à 10 %) traduisent une bonne homogénéité du milieu. REIGER et col. (1988) montrent que le degré d'homogénéisation augmente avec la vitesse d'agitation jusqu'à un palier où l'accroissement de la vitesse n'a plus beaucoup d'influence. Ils signalent de plus, que pour une vitesse d'agitation donnée : la viscosité du milieu, le diamètre et la concentration des particules ainsi que le rapport diamètre du réacteur sur diamètre de l'agitateur ont beaucoup d'influence sur la facilité d'homogénéisation.

En résumé : Le brassage des bassins d'épuration par boues activées équipés d'aérateurs de surface est peu étudié et reste encore mal défini. Il est généralement admis que des vitesses en fond de bassin de 0,15 à 0,3 m.s⁻¹ sont suffisantes pour assurer l'homogénéisation et la reprise des dépôts, ou encore, qu'une bonne aération implique un bon brassage. Les nombreuses études concernant le mélangeage d'une phase solide dispersée dans une phase liquide concernent généralement le cas des turbines totalement immergées. Cependant elles définissent des paramètres caractéristiques et des relations qui pourraient être utilisés (après une modification éventuelle) au cas des aérateurs mécaniques de surface des stations d'épuration.

I.5-CINETIQUES BIOLOGIQUES

La dégradation des éléments polluants par les micro-organismes étant la base même du principe d'épuration par boues activées, il est évident que la connaissance et la modélisation des cinétiques biologiques mises en jeu sont essentielles pour une bonne gestion des installations. Elles permettent l'estimation des capacités d'élimination de la pollution, de la production de biomasse et de la demande en oxygène.

I.5.1-Dynamique de la population bactérienne

Les bactéries intervenant dans le traitement des eaux par boues activées étant de types très variés, il existe au sein de la biomasse des phénomènes de compétition, de prédation de mutualisme...qui rendent la modélisation cinétique difficile. Cependant la courbe de croissance observée pour une biomasse en culture dans un réacteur fermé a la même allure que celles obtenues avec des cultures de souches pures (figure I.12). On y distingue couramment six phases :

1-une phase de latence où après addition d'un inoculum les micro-organismes s'acclimatent à leur nouvel environnement

2-une courte phase de démarrage, d'allure très variable

3-une phase de croissance exponentielle où les micro-organismes se divisent à un taux de croissance maximum

4-une phase de croissance ralentie durant laquelle la vitesse de croissance diminue par l'épuisement du substrat, ou la formation de métabolites inhibiteurs

5-une phase de stabilisation où le nombre d'individus reste constant. Cette période est plus ou moins perceptible, elle peut même disparaître totalement au profit de la phase de déclin

6-une phase de déclin qui correspond au décès des micro-organismes, la consommation d'oxygène étant limitée aux besoins respiratoires des cellules (respiration endogène).

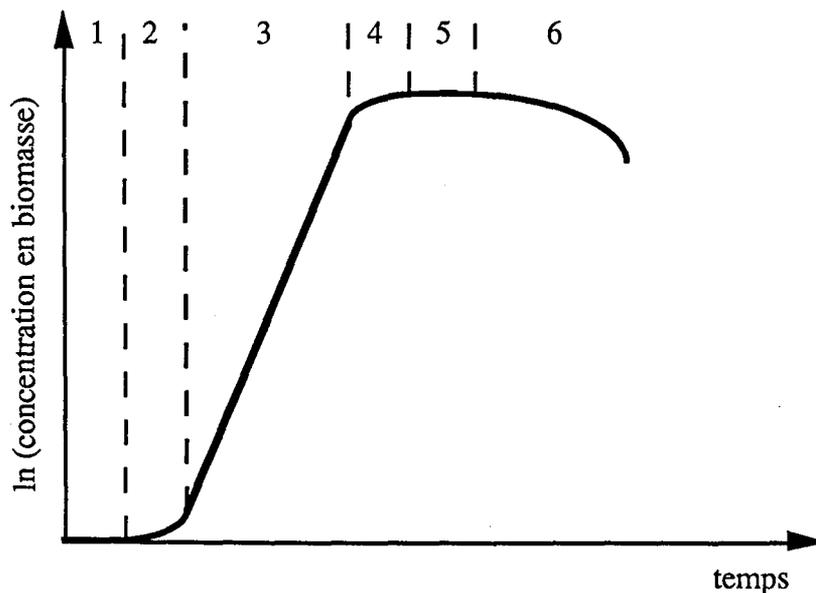


Figure I.12 : Evolution d'une culture en réacteur fermé

La biomasse des installations de traitement des eaux par boues activées évolue habituellement en phase de ralentissement ou de déclin. Sa cinétique de croissance est généralement représentée par un modèle du premier ordre auquel on ajoute un épuisement par mécanisme endogène (modèle de *Herbert* (ROQUES, 1980)) :

$$R_X = (\mu - K_d)X \quad (\text{I-14})$$

La cinétique de consommation du substrat qui accompagne ce développement de la biomasse s'écrit :

$$R_S = -\frac{\mu \cdot X}{Y} \quad (\text{I-15})$$

Le formalisme le plus largement utilisé pour décrire la croissance des bactéries pendant la période de ralentissement est celui de *Monod* (ROQUES, 1980) :

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (\text{I-16})$$

où μ_{\max} représente le taux de croissance maximum et K_s la concentration en substrat pour laquelle $\mu = \mu_{\max} / 2$. D'autres auteurs décrivent aussi cette influence de la concentration en substrat sur le taux de croissance de la population. Nous citerons par exemple les travaux d'ELMALEH et col. (1976) qui, sur des boues activées en présence de substrat synthétique (Viandox), montrent l'influence de la concentration d'alimentation en substrat:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{a_E \cdot S_0 + S} \quad (\text{I-17})$$

L'influence de la présence de composés inhibiteurs peut aussi être intégrée dans l'expression du taux de croissance (GREGORI, 1991). Le modèle de *Andrews-Haldane* décrit ce phénomène d'inhibition par l'équation :

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{S + K_s + \frac{S^2}{K_i}} \quad (\text{I-18})$$

où K_i est une constante d'inhibition.

En fait un grand nombre de modèles existe dans la littérature, incluant chacun des hypothèses différentes telles que la présence d'inhibiteurs, la formation de produits... Une liste détaillée des différentes expressions peut être consultée dans ROQUES (1980) ou CAZEAUDUMEC (1983).

I.5.2-Modélisation de l'élimination de la pollution carbonée

Le modèle simple de *Monod-Herbert* est souvent utilisé pour représenter les cinétiques biologiques en traitement des eaux usées urbaines (POTIER, 1993). Il suppose un substrat soluble facilement dégradable caractérisé par un critère global : la Demande Chimique en Oxygène (DCO) ou la Demande Biologique en Oxygène sur cinq jours (DBO₅). Il néglige la formation de métabolites secondaires et la présence de substrat particulaire dans les effluents de stations. De nombreux auteurs ont essayé de modifier ce formalisme dans un souci d'adaptation de leur modèle à la réalité.

NEVEUX-GUILLEY (1993) ajoute une équation de *Luedeking-Piret* (équation (I-19)) à la cinétique de *Monod* pour modéliser la formation de produits liés à la croissance bactérienne et à l'auto-oxydation.

$$R_p = \alpha_{LP} \cdot \mu + b_{LP} \cdot X \quad (I-19)$$

BUSBY et col. (1975) considèrent que le phénomène de biosorption influence considérablement la cinétique de dégradation de la pollution. Ils pensent que le substrat est rapidement adsorbé sur les floes où il est stocké avant d'être métabolisé. Ils séparent alors la biomasse en trois parties : une partie active, une partie dite de réserve et une partie inerte issue du décès de la biomasse active. La biosorption est modélisée d'après une équation proposée par *Morris et Stumm* :

$$\frac{dX_s}{dt} = R_T \cdot X \cdot \left[f_s \cdot \left(\frac{S}{K_{SORP} + S} \right) - \frac{X_s}{X} \right] \quad (I-20)$$

où X_s est la quantité de produits stockés dans le floe

X la quantité de biomasse totale

f_s la fraction maximale de produits pouvant être stockés dans le floe

R_T le taux de transfert du substrat

K_{SORP} le coefficient de sorption

La consommation des réserves est décrite par un modèle de *Monod* tandis qu'un terme de décès du type *Herbert* traduit la disparition de la biomasse active au profit des inertes.

DOLD et col. (1980) considèrent aussi qu'une partie de la biomasse est active et que le phénomène de biosorption doit être considéré dans la modélisation de la cinétique d'épuration. En revanche ils partagent le substrat en plusieurs catégories (figure I.13) :

- le substrat soluble rapidement biodégradable
- le substrat soluble non biodégradable qui ne subit pas de modification lors du traitement
- le substrat insoluble lentement biodégradable qui après adsorption sur le floc est stocké puis hydrolysé
- le substrat insoluble non biodégradable qui peut être incorporé dans la structure floculée.

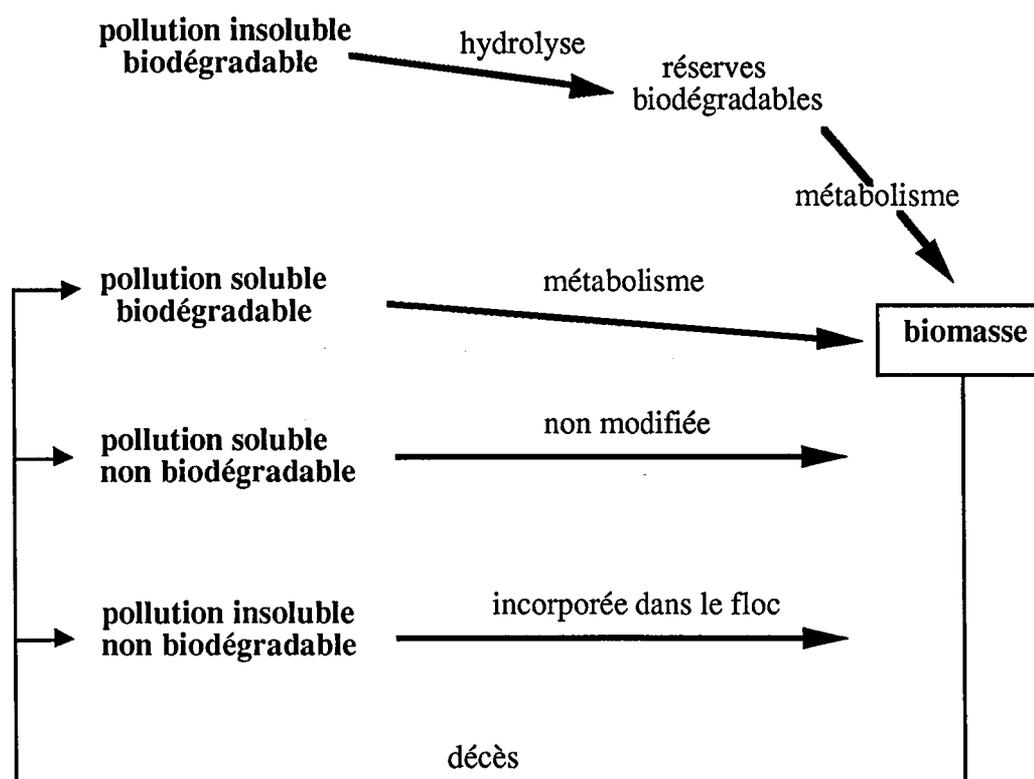


Figure I.13 : Représentation globale du modèle de DOLD et col.

Face à la diversité des modèles reportés dans la littérature, l'IAWPRC (International Association on Water Pollution Research and Control) est un groupe de recherche international qui a établi un modèle cinétique général appliqué au traitement des eaux (HENZE, 1986). Ce modèle s'appuie largement sur les travaux de DOLD et col.(1980) qu'il simplifie en négligeant la cinétique d'adsorption du substrat insoluble biodégradable et en considérant le substrat hydrolysé comme du substrat soluble rapidement biodégradable. Ce modèle est utilisé par plusieurs auteurs (DOLD et col., 1986 ; LESSARD et col., 1991 et 1993 ; POTIER, 1993) pour la simulation du fonctionnement

de station d'épuration des eaux usées urbaines et semble donner des résultats relativement satisfaisants. Il nécessite cependant la connaissance d'un nombre assez élevé de paramètres qui ne sont pas tous facilement accessibles par l'expérience.

I.5.3-Modélisation de l'élimination de la pollution azotée

La croissance de l'activité urbaine ainsi que l'usage intensif des engrais favorisent l'accroissement des nuisances dues à une trop grande concentration de composés organiques dans les cours d'eau (eutrophisation, toxicité pour la faune ...). Il est donc de plus en plus nécessaire de s'intéresser à l'élimination de ces composés azotés lors de l'épuration des eaux par boues activées. Dans les eaux usées urbaines, l'azote est généralement sous forme organique ou ammoniacal. Il doit alors subir une série de réactions biologiques (ammonification, nitrification, dénitrification) avant d'être éliminé sous forme d'azote gazeux (figure I.14).

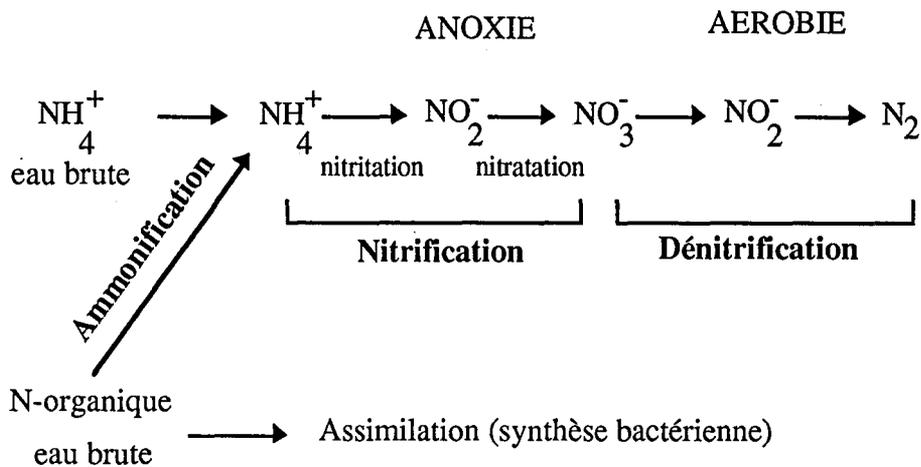


Figure I.14 : Dégradation biologique des composés azotés (DEGREMONT, 1989)

I.5.3.1-Ammonification

C'est la réaction de transformation de l'azote organique en azote ammoniacal. Sa cinétique est souvent caractérisée par un modèle d'ordre un :

$$\frac{d(N_{org})}{dt} = -K_{am} \cdot (N_{org}) \cdot X \quad (\text{I-21})$$

Ce modèle met en évidence l'influence de la concentration en azote organique dans le milieu sur la vitesse de réaction. D'autres facteurs tels que la température ou la

concentration en ammonium peuvent aussi influencer cette cinétique d'ammonification. L'inhibition par l'azote ammoniacal est généralement décrite par une relation de type Monod (FAUP et col., 1982 ; DEGREMONT, 1989) :

$$K_{am(N-NH_4^+)} = K_{am(N-NH_4^+=0)} \frac{K_{S-am}}{K_{S-am} + (N - NH_4^+)} \quad (I-22)$$

où K_{S-am} est une constante de saturation en azote ammoniacal.

Le modèle de l'IAWPRC (HENZE, 1980) admet aussi une cinétique d'ordre un, et subdivise, comme pour le substrat carboné (cf I.5.2), l'azote organique en 4 catégories :

- les composés solubles facilement ammonifiables
- les composés insolubles ammonifiables après hydrolyse
- les composés solubles non ammonifiables qui sont présents en quantité négligeable
- les composés insolubles non ammonifiables qui sont incorporés dans les floccs avec le substrat particulaire organique insoluble non biodégradable.

I.5.3.2-Nitrification

C'est la transformation de l'azote ammoniacal en nitrate. Cette oxydation biologique s'effectue en deux phases sous l'action de micro-organismes autotrophes qui utilisent l'énergie de la réaction pour réduire le CO_2 et ainsi incorporer le carbone. La nitrification, qui est la transformation de l'ammonium en nitrite, est essentiellement liée aux Nitrosobactéries (genre *Nitrosomonas*) alors que la nitrification, qui oxyde les nitrites en nitrates, est principalement l'oeuvre des Nitrobactéries (genre *Nitrobacter*). Ces bactéries nitrifiantes, du fait de leur très faible taux de croissance se trouvent en large minorité au sein des boues activées (de 0,1 à 5% de la biomasse totale selon les auteurs). DOWNING, PAINTER et KNOWLES (ROQUES, 1980) ont utilisé une relation de type *Monod* pour décrire l'évolution des biomasses nitrifiantes. Cependant la vitesse spécifique de croissance des *Nitrobacter* étant généralement supérieure à celle des *Nitrosomonas*, on peut considérer que l'étape de nitrification est limitante et ainsi modéliser le processus global de nitrification par rapport à elle seule (EDELIN, 1988). DOLD et col. (1980) puis l'IAWPRC proposent de modéliser la croissance des bactéries autotrophes et la cinétique de dégradation de l'azote ammoniacal en nitrate par une équation de type *Monod-Herbert* :

$$\frac{dX_A}{dt} = \left[\mu_{max-A} \frac{(N - NH_4^+)}{K_{S-nit} (N - NH_4^+)} \right] X_A - K_{dA} \cdot X_A \quad (I-23)$$

$$-\frac{d(N-NH_4^+)}{dt} = \frac{d(N-NO_3^-)}{dt} = \frac{dX_A}{dt} \frac{1}{Y_A} \quad (I-24)$$

De nombreux facteurs peuvent influencer la croissance des bactéries autotrophes. WILD et col. (1971) signalent notamment l'importance du pH et de la température. HALL et col. (1985) notent aussi l'influence du rapport carbone/azote, de l'âge des boues et de la présence de biomasse hétérotrophe. CHUDOBA et col. (1985) pensent, quant à eux que l'hydrodynamique du réacteur peut avoir une action non négligeable sur la vitesse de nitrification. WINKLER (1981) complète cette liste en signalant également le rôle joué par la concentration en oxygène. Enfin ROQUES (1980) propose une revue des principaux modèles utilisés pour décrire la nitrification et notamment un modèle où les deux cinétiques, de nitritation et de nitratisation sont prises en compte séparément.

I.5.3.3-Dénitrification

C'est le processus de réduction de l'azote nitrique à un degré d'oxydation plus faible. Certains micro-organismes, généralement hétérotrophes, sont en fait capables, en période d'anoxie, d'utiliser les ions nitrite et nitrate au lieu de l'oxygène dissous dans leur chaîne respiratoire et donc de réaliser cette transformation de l'azote nitrique. DAWSON et MURPHY (EDELIN, 1988) estiment que 25 à 40% de la biomasse d'une boue activée est dénitrifiante facultative.

D'après WINKLER (1981) la modélisation de la cinétique de dénitrification peut être représentée par une équation de type *Monod* (I-25) prenant en compte deux substrats limitants : le carbone et (ou) les nitrates.

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{(N-NO_3^-)}{K_{S-den} + (N-NO_3^-)} \quad (I-25)$$

EDELIN (1988) note qu'un effluent nitrifié contient généralement environ 20 mg N-NO₃⁻·l⁻¹ et qu'après dénitrification sa concentration est encore de 1 mg N-NO₃⁻·l⁻¹. Il estime donc que la dénitrification fonctionne pratiquement toujours à sa vitesse maximale et que le processus est d'ordre zéro par rapport à la concentration en nitrate. Le groupe de travail de l'IAWPRC néglige lui aussi la limitation due aux faibles quantités de nitrates. Il considère par ailleurs qu'en anoxie seule une partie des bactéries hétérotrophes (les dénitrifiantes) se développe (η_g) et traduit cela par :

$$\frac{dX_H}{dt} = \eta_g \cdot \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} \cdot X_H - K_{dH} \cdot X_H \quad (I-26)$$

Il estime enfin que les nitrates jouent, en anoxie, le même rôle que l'oxygène en aérobie, et exprime alors la vitesse de consommation de l'azote nitrique de la même manière que la vitesse de consommation de l'oxygène (cf équation I-31).

D'autres auteurs (EDELIN, 1988 ; BEBIN et col., 1979) considèrent qu'avec un apport suffisant de substrat carboné une cinétique d'ordre zéro représente bien la dénitrification :

$$R_{den} = K_{den} \cdot X \quad (I-27)$$

La biomasse dénitrifiante est sensible à la qualité de son environnement et notamment à la concentration en oxygène dissous dans le milieu (PACAUD, 1983). D'autres facteurs tels que la température, le pH ou encore la nature du substrat carboné ont aussi une influence importante sur la cinétique de dénitrification.

I.5.4-Modélisation de la consommation d'oxygène

La vitesse de consommation de l'oxygène est une grandeur importante pour la gestion du fonctionnement de l'aérateur. Elle est usuellement modélisée par une relation de la forme suivante :

$$|R_{OX}| = a' \cdot |R_S| + b' \cdot X \quad (I-28)$$

où a' représente la consommation d'oxygène pour la métabolisation de la pollution et b' la consommation d'oxygène pour la respiration endogène. Les besoins en oxygène supplémentaires entraînés par la nitrification, peuvent être mis en évidence par introduction d'un terme supplémentaire (HEDUIT, 1990) :

$$|R_{OX}| = a' \cdot |R_S| + b' \cdot X + 4,33 \cdot |R_{nit}| \quad (I-29)$$

Le coefficient 4,33 représente la masse d'oxygène nécessaire pour oxyder une unité de masse d'azote ammoniacal. Théoriquement ce coefficient devrait être égal à $4,57 \text{ gO}_2 \cdot \text{gN}^{-1}$, cependant l'expérience montre que les besoins en oxygène des bactéries sont légèrement inférieurs et qu'une valeur de $4,33 \text{ gO}_2 \cdot \text{gN}^{-1}$ donne des résultats plus réalistes (EDELIN, 1988).

Le modèle de l'IAWPRC décrit aussi l'influence de la nitrification, dans son expression de la vitesse de consommation de l'oxygène. Il considère de plus que l'oxygène disparaît lors de l'oxydation de la partie du substrat qui sert à produire de l'énergie (l'autre partie servant à la synthèse de nouvelles cellules) et décrit ainsi la vitesse de consommation de

l'oxygène en fonction des rendements et des vitesses de croissance des autotrophes et des hétérotrophes :

$$\text{pour la pollution carbonée } R_{OX} = -(1 - Y_H) \cdot R_S = -R_{XH} \cdot \frac{1 - Y_H}{Y_H} \quad (\text{I-30})$$

$$\text{pour la nitrification } R_{OX} = -R_{XA} \cdot \frac{4,57 - Y_A}{Y_A} \quad (\text{I-31})$$

Les rendements sont ici donnés en g(équivalent DCO).g(DCO)⁻¹.

en résumé : De nombreux modèles représentant la dégradation de la pollution carbonée et azotée existent dans la littérature. Ils reposent généralement sur un formalisme de *Monod-Herbert*, mais leur expression évolue en fonction des hypothèses qu'elles intègrent (nature du substrat, formation de réserves, biosorption ...). L'IAWPRC, après avoir passé en revue diverses approches cinétiques, propose finalement un modèle, qui se veut simple mais réaliste, pour unifier la modélisation de la dégradation de la pollution par boues activées. Ce modèle utilise cependant encore beaucoup de paramètres (18 paramètres cinétiques) dont une moitié est difficilement accessible par l'expérience.

I.6-CONCLUSION ET ORIENTATION DE L'ETUDE

Bien que tous les éléments de la chaîne d'épuration soient importants lors du traitement des eaux usées urbaines par boues activées, le bassin d'aération reste cependant l'ouvrage déterminant pour la qualité des effluents rejetés et pour le bon fonctionnement de l'installation de dépollution. Il est à la fois le siège de la réaction biologique de dégradation des polluants, et l'ouvrage dont le fonctionnement est le plus onéreux.

L'écriture d'un modèle fiable caractérisant les stations d'épuration des eaux usées urbaines par boues activées passe donc par une bonne connaissance et une bonne caractérisation des divers phénomènes mis en oeuvre dans le réacteur biologique. L'aérateur possède une double fonction essentielle dans ce procédé : il doit assurer un bon transfert d'oxygène ainsi qu'une homogénéisation suffisante pour maintenir (ou remettre) les flocs bactériens en suspension. Parmi les divers procédés d'aération disponibles sur le marché, les aérateurs mécaniques de surface sont souvent recommandés pour les petites stations municipales. Leur capacité d'oxygénation est généralement étudiée en eau claire dans un premier temps. Ceci permet de relier les performances d'aération du système avec les paramètres d'utilisation tels que la puissance fournie, la vitesse de rotation... Un facteur

correctif α est souvent introduit pour prendre en compte l'influence des boues activées ou de produits tels que les agents tensio-actifs, sur les capacités de transfert. Bien que l'oxygénation en présence de boues ait été assez largement étudiée dans la bibliographie, de nombreuses questions subsistent encore quant à l'observation et à l'explication de **l'évolution de α en fonction de certains paramètres tels que la concentration en biomasse, la vitesse de consommation d'oxygène ...** A l'opposé l'étude du brassage par agitation mécanique de surface des bassins d'aération contenant des boues activées **a souvent été négligée** ; on admet couramment qu'une bonne oxygénation et une vitesse de 0,15 à 0,3 m.s⁻¹ en fond de bassin sont suffisantes pour engendrer un mélange au sein du réacteur. Enfin la gestion du fonctionnement de l'aérateur nécessite une bonne évaluation de la demande en oxygène dans le bassin et donc une modélisation fiable des réactions biologiques. De nombreux modèles cinétiques représentant la dégradation de la pollution urbaine par boues activées existent dans la littérature. L'IAWPRC en propose un, assez réaliste, basé sur le formalisme de *Monod-Herbert*..

Ces divers éléments nous ont incité à engager une étude globale approfondie sur les bassins de boues activées aérés mécaniquement, en mettant plus spécialement en évidence:

- le transfert d'oxygène
- le brassage et l'homogénéisation des floccs
- l'influence des cycles de fonctionnement de la turbine d'aération sur la qualité de l'épuration

le tout conduisant à une modélisation d'ensemble testée sur un substrat synthétique soluble. Mais voyons d'abord les conditions expérimentales de notre travail.

MATERIELS ET METHODES

MATERIELS ET METHODES

	page
II.1-LA STATION D'EPURATION DE FLEVILLE	49
II.1.1-Fonctionnement de la station	49
II.1.2-Suivi des paramètres en fonctionnement séquentiel	50
II.2-INSTALLATIONS DE LABORATOIRE	52
II.2.1-Réacteurs	52
II.2.2-Décanteur	54
II.2.3-Installation pilote	54
II.2.4-Pompes	56
II.2.5-Sondes à oxygène	56
II.2.6-Aérateurs mécaniques de surface	56
II.3-MATERIAUX	58
II.3.1-Substrat	58
II.3.2-Boues activées	58
II.4-METHODES DE MESURE	58
II.4.1-Analyse des substrats	58
II.4.1.1-Demande chimique en oxygène (DCO)	58
II.4.1.2-Azote ammoniacal (méthode Aqualitic)	59
II.4.1.3-Azote nitreux (méthode Hach)	59
II.4.1.4-Azote nitrique (méthode Hach)	59
II.4.1.5-Azote total (méthode Dr Lange)	59
II.4.1.6-pH	60
II.4.1.7-Oxygène dissous	60
II.4.2-Analyse de la biomasse	60
II.4.2.1-Matières Sèches (MS)	60
II.4.2.2-Matières En Suspension (MES)	60
II.4.2.3-Indice de Mohlmann (IM)	60
II.4.2.4-Vitesse de consommation d'oxygène (ROX)	61

Les installations pilotes utilisées pour cette étude ont pour but de recréer en laboratoire le fonctionnement d'une station d'épuration équipée d'un aérateur mécanique de surface. Une étude préliminaire sur la station d'épuration des eaux usées urbaines de Fléville, dans la proche banlieue de Nancy nous a permis d'orienter la construction et le mode de fonctionnement de ces pilotes. Malheureusement nous n'avons pas pu tester en retour nos résultats sur cette station, car elle a été démolie pour faire place à une station de relevage permettant d'envoyer les effluents collectés sur une autre station plus importante de la banlieue de Nancy.

II.1-LA STATION D'EPURATION DE FLEVILLE

II.1.1-Fonctionnement de la station

La station des eaux usées urbaines de Fléville est une petite station municipale composée de quatre éléments :

- un poste de relèvement,
- un dégrilleur,
- un bassin aéré par une turbine mécanique de surface (figure II.1),
- un décanteur secondaire circulaire.

Le bassin de boues activées fonctionne en aération prolongée avec un temps de séjour hydraulique compris entre 10 et 14 heures. L'aération est réalisée par une turbine d'un diamètre d'environ 60 cm, avec trois pales courbées. Son fonctionnement est réglé par une horloge pré-programmée à 1/4 heure d'agitation et 3/4 heure de repos durant la majeure partie de la journée. Pendant les heures de forts débits, les cycles sont modifiés à 1/2 heure de marche et 1/2 heure d'arrêt. Ces heures de pointe se situent généralement entre 8 et 10 heures et entre 20 et 22 heures.

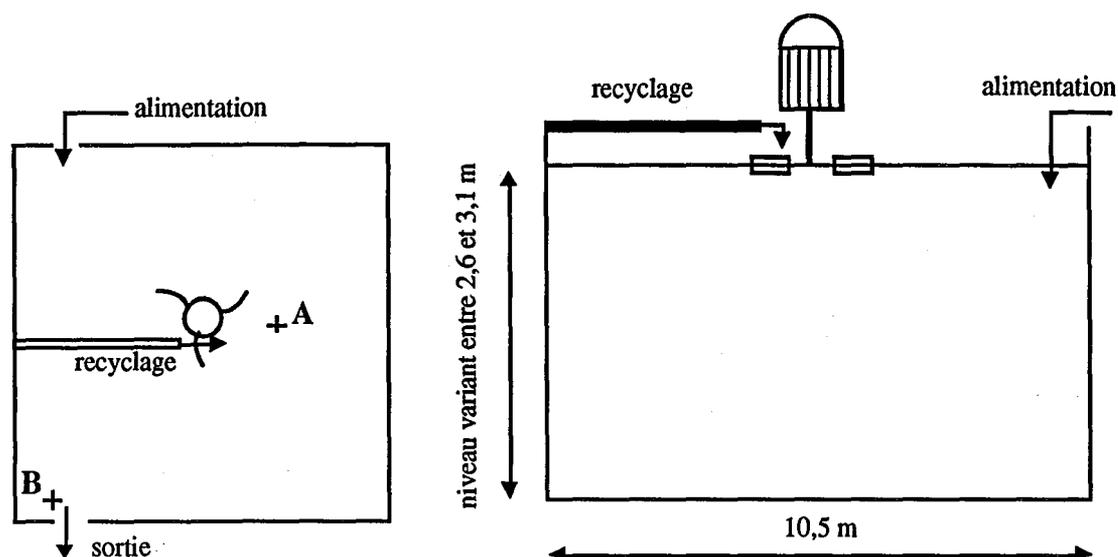
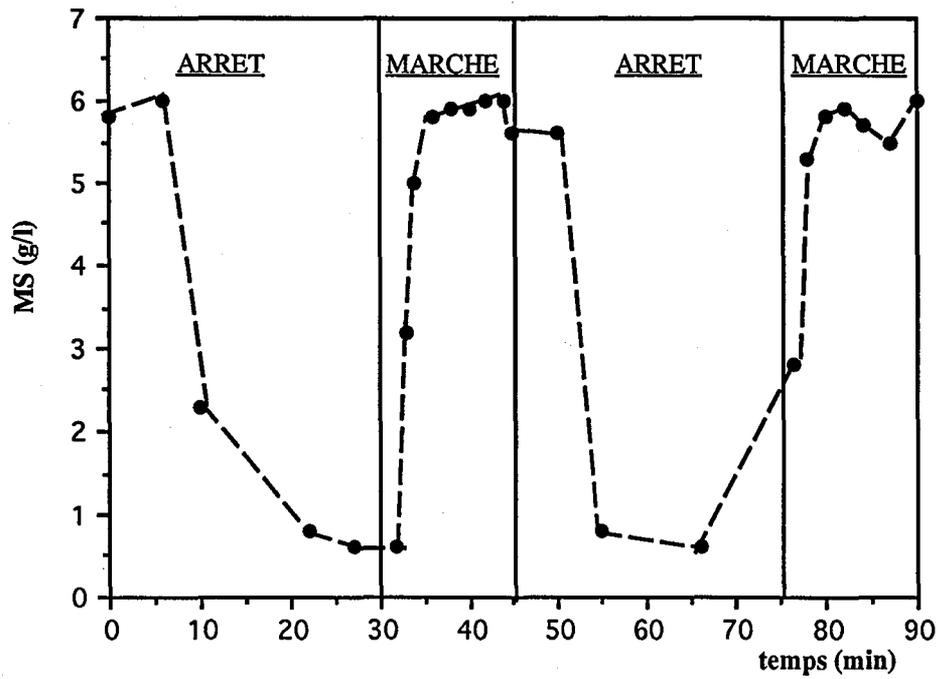


Figure II.1 : Schéma du bassin d'aération de la station d'épuration des eaux usées urbaines de Fléville

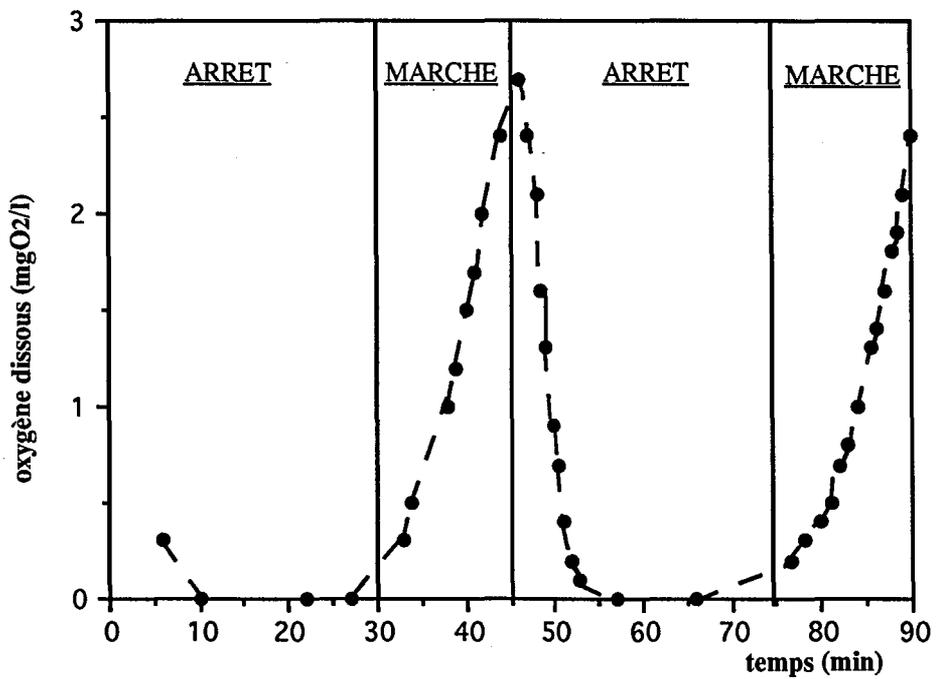
II.1.2-Suivi des paramètres en fonctionnement séquentiel

Des mesures de matières sèches (cf II.4.2.1) et de concentration en oxygène dissous (cf II.4.1.7) sont effectuées en fond et en surface de bassin ainsi qu'à des profondeurs intermédiaires de 1 et 2 mètres, pour les deux points de prélèvements A et B (figure II.1). Le détail de ces mesures est reporté dans l'*annexe A*. Le suivi de la concentration en matières sèches révèle une bonne remise en suspension des floccs bactériens et une homogénéisation correcte du réacteur (figure II.2a). L'évolution de l'oxygène dissous montre que lors de l'arrêt de la turbine, les boues activées sont généralement en anoxie durant plus de la moitié de cette période (figure II.2b).

Ces quelques mesures préliminaires nous ont permis de repérer des tendances et d'évaluer certaines grandeurs telles que : la capacité de remise en suspension des floccs après de longues périodes d'arrêt de la turbine, l'influence et la durée acceptable des périodes d'anoxie, ou encore la programmation optimale des séquences d'aération permettant une bonne épuration à un moindre coût de fonctionnement. C'est à partir de ces observations que les pilotes de laboratoire ont été réalisés.



a. Evolution des matières sèches



b. Evolution de l'oxygène dissous

Figure II.2 : Evolution de MS (a), O₂ (b) au niveau de la surface à la sortie (point de prélèvement B)

II.2-INSTALLATIONS DE LABORATOIRE

II.2.1-Réacteurs

Trois réacteurs en plexiglass transparent ont été utilisés :

-un bassin d'aération, de 134 litres (capacité maximale), de section carrée (58 cm * 58 cm) et à hauteur d'eau modulable (figure II.3), pour étudier le transfert d'oxygène en eau claire et le brassage des boues activées par agitation mécanique de surface

-un bassin d'aération de 28 litres et de section carrée (31 cm * 31 cm) (figure II.4), associé à un décanteur pour suivre l'évolution dans le temps de la pollution en fonction des séquences d'aération et d'alimentation.

-une cascade de 3 réacteurs parfaitement agités (respectivement 4 l, 4 l et 28 l) pour l'acclimatation des boues activées (figure II.5).

Les deux bassins sont oxygénés et agités par l'intermédiaire d'une turbine de surface. Quant à la cascade, les deux premiers réacteurs sont alimentés en oxygène par injection d'air à travers un diffuseur situé au fond de chacun d'eux. Le troisième réacteur est oxygéné par une turbine de surface.

L'alimentation des différents bassins est assurée par un tube plongeant avec niveau réglable.

La sortie de la liqueur mixte se fait par surverse du côté opposé à l'alimentation.

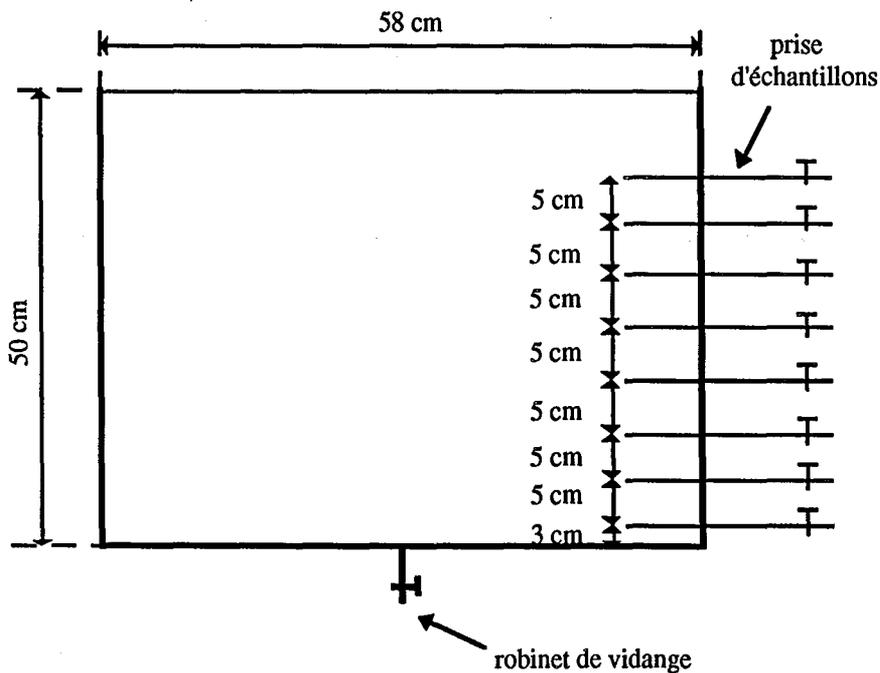


Figure II.3 : Schéma du réacteur de 134 litres

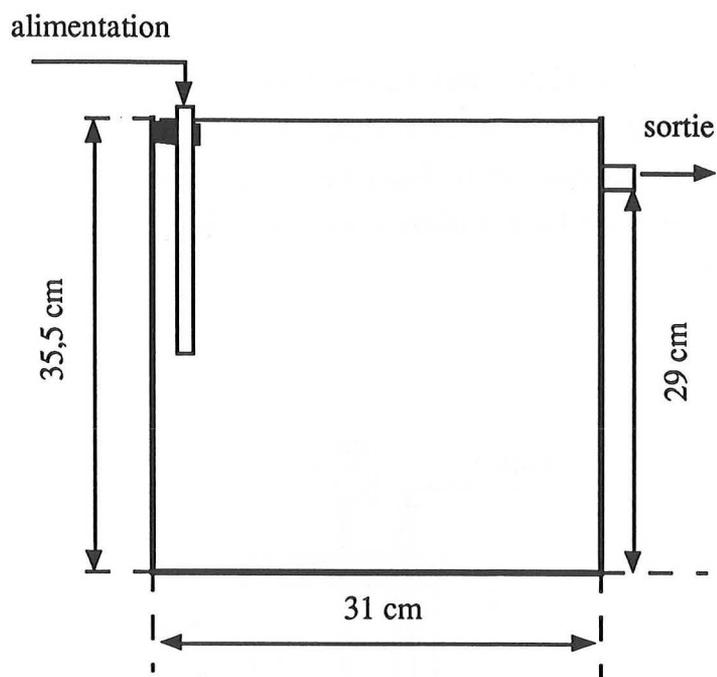


Figure II.4 : Schéma du réacteur de 28 litres

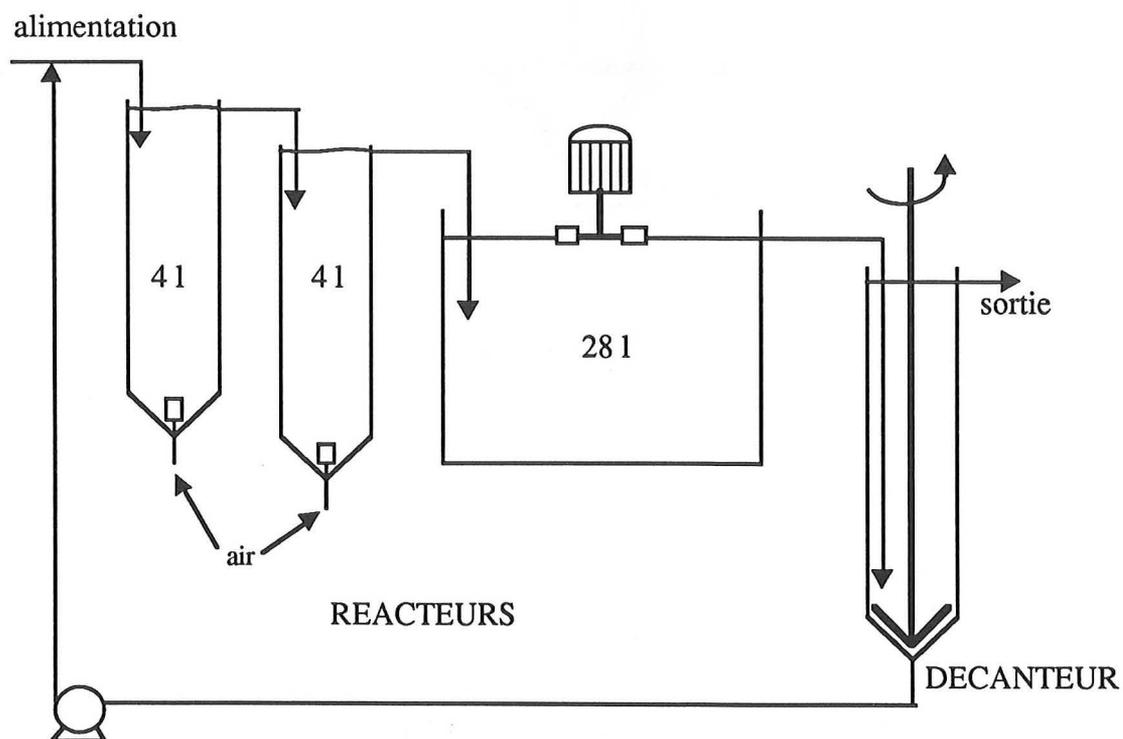


Figure II.5 : Schéma de l'unité d'acclimatation

II.2.2-Décanteur

Il est également en plexiglass transparent. Il comporte une partie cylindrique de 7,2 litres (15 cm de diamètre et de 50 cm de haut). Sa base conique (de 1 litre) est raclée en permanence par un agitateur rotatif fonctionnant à une vitesse très faible : environ 1 tr.min^{-1} . L'alimentation en liqueur mixte s'effectue en fond de décanteur au niveau de la partie conique (figure II.6).

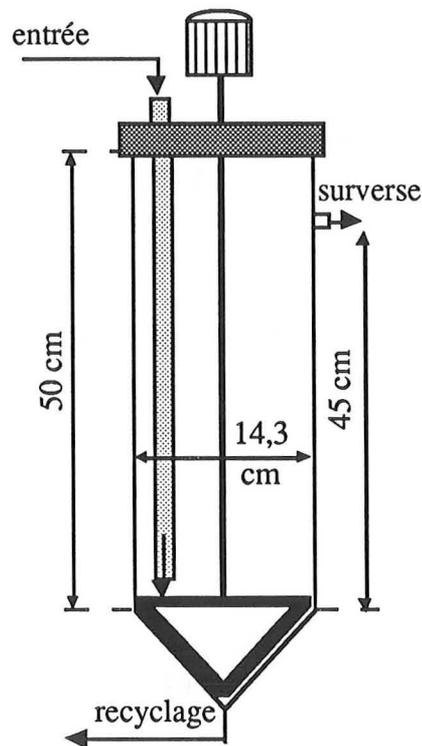


Figure II.6 : Schéma du décanteur

II.2.3-Installation pilote

L'installation pilote est composée du réacteur de 28 litres aéré par agitation mécanique de surface, et du décanteur avec recyclage des boues (figure II.7). L'alimentation du réacteur est assurée par deux pompes pilotées par le micro-ordinateur CubeTM, compatible PC. Le signal de commande est envoyé par l'intermédiaire d'une carte à sorties analogiques (RTI 802).

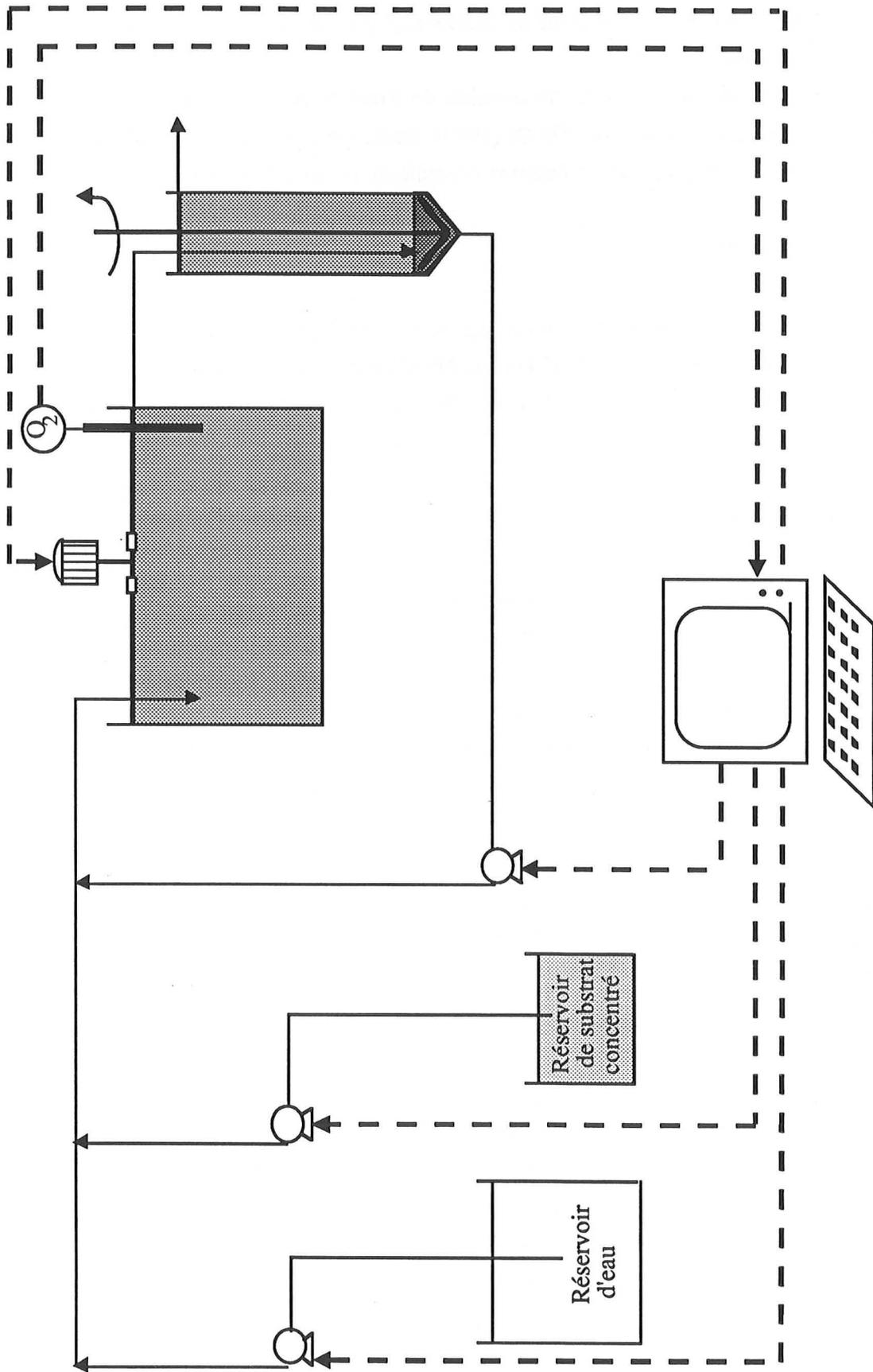


Figure II.7 : Schéma de l'installation pilote

La première pompe aspire le substrat concentré, alors que la deuxième apporte l'eau du réseau pour la dilution. Ce dispositif permet un réglage aisé de la concentration du substrat à l'entrée du bassin.

Un logiciel multitâches gère l'ensemble de l'installation. Le texte du programme correspondant est donné par NEVEUX (1993). Seules quelques petites modifications ont été nécessaires pour introduire la fonction contrôle du moteur d'agitation.

II.2.4-Pompes

Les débits d'alimentation et de recyclage sont assurés par trois pompes péristaltiques Watson-Marlow (modèle "503U/R auto-control") équipées de tuyaux en Marprène. La vérification des débits est régulièrement effectuée par empotage dans une éprouvette graduée.

II.2.5-Sondes à oxygène

Les électrodes ampérométriques utilisées sont de marque Schott Gerate et de type "O2-Meter CG 867". Leur étalonnage est réalisé avant chaque essai. Les sondes sont plongées dans un erlen-meyer contenant de l'eau du robinet saturée en oxygène par l'intermédiaire d'un diffuseur d'air. Après mesure de la température de l'eau, la valeur de l'oxygène dissous affichée sur le boîtier de la sonde est ajustée sur celle fournie par les tables AFNOR (RODIER, 1978) pour la température correspondante. Le zéro est périodiquement vérifié avec une solution étalon (Bioblock) à $0 \text{ mgO}_2 \cdot \text{l}^{-1}$.

Les différentes mesures effectuées en fonctionnement sont récupérées sur un enregistreur Sefram (Servotrace) ou stockées, par l'intermédiaire d'une carte RTI (800/815) à entrées analogiques et du logiciel multitâches, dans la mémoire du micro-ordinateur (figure II.7).

II.2.6-Aérateurs mécaniques de surface

Ils résultent d'un couplage turbine/moteur d'agitation. L'aération peut être permanente ou déterminée par un régulateur "tout ou rien" permettant de couper l'alimentation électrique du moteur par intervalle minimum de 1/4 d'heure. Le fonctionnement de l'aérateur peut aussi être contrôlé par le micro-ordinateur en fonction de la concentration en oxygène dans le bassin. Cette action de contrôle s'effectue grâce à une carte RTI (802) à sorties analogiques, une carte RTI (800/815) à entrées analogiques et au logiciel multitâches (figure II.7).

Le moteur de marque Heidolph (type RZR 2101) possède deux gammes de vitesse de rotation : 40-400 tr.min⁻¹ et 200-2000 tr.min⁻¹. Il est équipé d'un tachymètre donnant la vitesse de rotation en tours par minute et d'un couplemètre indiquant le couple en N.cm.

Les mobiles utilisés sont de trois types : deux turbines de Rushton, une turbine de type actirotor (DEGREMONT, 1989) et une turbine à pales inclinées (figure II.8).

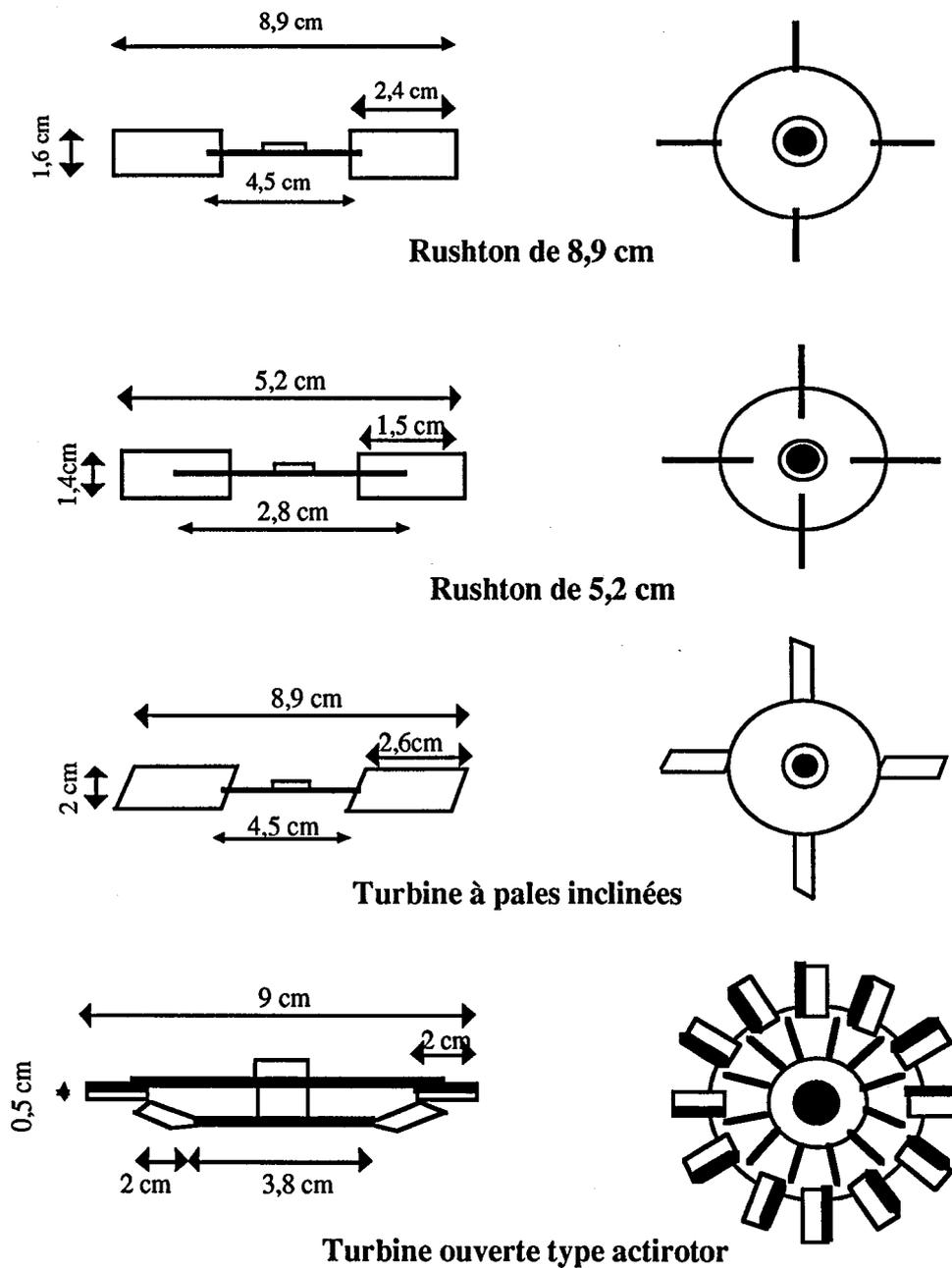


Figure II.8 : Schémas des turbines

II.3-MATERIAUX

II.3.1-Substrat

Le substrat utilisé pour alimenter le pilote est un substrat synthétique dont la composition est la suivante :

- Viandox : 6,5 g.l⁻¹
- saccharose : 350 mg.l⁻¹
- chlorure d'ammonium : 280 mg.l⁻¹
- acide phosphorique (85 %) : 0,038 ml.l⁻¹

Cette solution dite substrat concentré représente des valeurs : de 2070 mgO₂.l⁻¹ en DCO, de 110 mg N-NH₄⁺.l⁻¹ et de 75 mg N_{org}.l⁻¹. Elle est diluée avec de l'eau du réseau afin d'obtenir la concentration en DCO souhaitée à l'entrée du pilote.

II.3.2-Boues activées

Les boues activées sont prélevées dans le bassin d'aération de la station d'épuration des eaux usées urbaines de Nancy-Maxéville. Elles sont ensuite acclimatées au substrat décrit ci-dessus. Cette acclimatation est réalisée dans les trois réacteurs en cascade (figure II.3), afin de diminuer les risques d'apparition du "bulking" filamenteux (ROCHE, 1989). Elle se déroule sur dix jours. Les boues activées prélevées à la station sont transvasées dans le pilote d'acclimatation où elles subissent une aération en l'absence d'alimentation en substrat pendant environ huit heures. Ensuite débute la montée en charge progressive : 0,1kg DCO.kg biomasse⁻¹.jour⁻¹ pendant 1 jour, puis 0,2kg DCO.kg biomasse⁻¹.jour⁻¹ le jour suivant et enfin 0,3kg DCO.kg biomasse⁻¹.jour⁻¹ pendant les derniers jours. Durant cette période le temps de séjour hydraulique est maintenu égal à 12 heures et le taux de recyclage égal à un.

II.4-METHODES DE MESURE

II.4.1-Analyse des substrats

II.4.1.1-Demande chimique en oxygène (DCO)

La DCO est la quantité d'oxygène consommée pour oxyder, dans des conditions opératoires bien déterminées, les matières oxydables contenues dans l'eau à analyser. La réaction s'effectue à chaud (148°C pendant 2 heures) en milieu acide sulfurique concentré et en présence de dichromate de potassium (oxydant) et de sulfate d'argent (catalyseur).

Les chlorures présents sont complexés à l'aide de sulfate de mercure jusqu'à 1 g.l^{-1} . La mesure s'effectue par spectrophotométrie à une longueur d'onde de 420 nm.

L'analyse est effectuée sur 2 ml de liqueur mixte filtrée sur filtre plissé DURIEUX. Sa précision est évaluée à $5 \text{ mg O}_2.\text{l}^{-1}$ près.

II.4.1.2- Azote ammoniacal (méthode Aqualitic)

Les ions ammoniums réagissent, en solution alcaline, avec le réactif de Nessler (solution d'iodure de potassium et de chlorure de mercure II). Ils forment alors un produit de réaction brun qui est dosé par spectrophotométrie à une longueur d'onde de 425 nm.

L'analyse est effectuée, suivant la dilution désirée, sur 1 ou 2 ml de liqueur mixte filtrée sur filtre plissé DURIEUX. Sa précision est évaluée à $0,5 \text{ mg N-NH}_4^+.\text{l}^{-1}$ près.

II.4.1.3- Azote nitreux (méthode Hach)

Les ions nitrites sont réduits, par le sulfate ferreux en milieu acide, en oxyde nitreux. L'ion ferreux se combine avec l'oxyde nitreux pour former un complexe brun-verdâtre dont la coloration proportionnelle à la concentration de nitrite est mesurée par spectrophotométrie à 585 nm. L'analyse est effectuée sur 25 ml de liqueur mixte filtrée sur filtre plissé DURIEUX. Sa précision est évaluée à $1 \text{ mg N-NO}_2^-\text{l}^{-1}$ près.

II.4.1.4- Azote nitrique (méthode Hach)

Les ions nitrate sont réduits en nitrites par le cadmium métallique. Les nitrites réagissent ensuite en milieu acide avec l'acide sulfanilique pour former un sel de diazonium. Puis ce sel réagit avec l'acide gentisique pour former un complexe de couleur ambre qui est dosé par spectrophotométrie à une longueur d'onde de 500 nm. Cette méthode dose simultanément les ions nitrate et les ions nitrite, il faut donc soustraire la concentration d'azote nitreux si on veut avoir exclusivement la quantité de nitrate. L'analyse est effectuée sur 25 ml de liqueur mixte filtrée sur filtre plissé DURIEUX. Sa précision est évaluée à $0,5 \text{ mg N-NO}_3^-\text{l}^{-1}$ près.

II.4.1.5- Azote total (méthode Dr Lange)

L'azote de composition organique et minérale est oxydé à 100°C en présence de peroxydisulfate et se transforme alors en nitrate. Ces ions réagissent dans une solution d'acides sulfurique et phosphorique avec du diméthylphénol-2,6 pour former du nitrophénol qui est dosé par spectrophotométrie à une longueur d'onde de 340 nm.

Cette méthode dose donc l'ensemble : azote Kjeldahl total (azote organique + azote ammoniacal), azote nitreux et azote nitrique. Sa précision est estimée à 1 mg N.l⁻¹.

II.4.1.6-pH

Il est mesuré grâce à une électrode au KCl saturé de marque Tacussel et de type XC 601. Cette électrode est étalonnée avec deux solutions tampon Bioblock (pH=4 et pH=7) avant chaque expérimentation.

II.4.1.7-Oxygène dissous

Il est mesuré avec une électrode ampérométrique (cf II.2.5). La précision de la mesure est évaluée à 0,1 mg.l⁻¹ près.

II.4.2-Analyse de la biomasse

II.4.2.1-Matières Sèches (MS)

Afin de connaître la quantité de biomasse (X), 25 ml de liqueur mixte sont prélevés et séchés pendant au moins 24 heures à 105°C. La pesée est ensuite effectuée sur une balance. La précision de cette détermination est estimée à 0,1 g.l⁻¹.

II.4.2.2-Matières En Suspension (MES)

Elles sont mesurées par filtration sur le surnageant à la sortie du décanteur et permettent de mesurer la quantité de biomasse en sortie du pilote. 200 ml de liqueur mixte sont prélevés et filtrés à travers un disque en fibre de verre taré (Whatman GF/C). Ce filtre est ensuite séché pendant au moins 24 heures à 105°C et la pesée est effectuée sur une balance (RODIER, 1978).

II.4.2.3-Indice de Mohlmann (IM)

Il représente le volume (en cm³) occupé par un gramme de biomasse après 30 minutes de décantation. Un litre de liqueur mixte est introduit dans une éprouvette en verre graduée, de un litre. Ce volume est homogénéisé puis laissé au repos. Après une demi heure le volume occupé par la phase solide est relevé. Ce volume est ensuite divisé par la concentration en biomasse (déterminée au II.4.2.1) pour obtenir l'indice de Mohlmann.

II.4.2.4-Vitesse de consommation d'oxygène (R_{O_2})

Elle est mesurée sur un échantillon de liqueur mixte aérée, prélevé dans le bassin. Cet échantillon est introduit dans un récipient où l'on suit, sous agitation magnétique et en l'absence d'aération, l'évolution de la concentration d'oxygène dans les boues (figure II.9). La vitesse est alors mesurée par la pente de la droite $C=f(t)$. Cette vitesse de consommation d'oxygène notée R_{O_2} est souvent appelée OUR par les anglo-saxons.

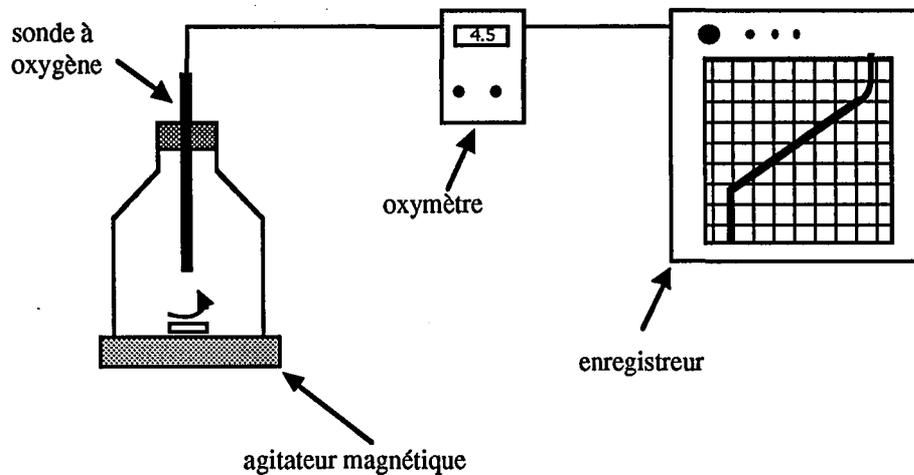


Figure II.9 : Respiromètre

On peut aussi définir la vitesse spécifique d'utilisation de l'oxygène. Elle correspond au rapport de R_{O_2} sur la concentration en biomasse (X) et est notée V_{O_2} . Elle permet d'apprécier l'activité de la biomasse en milieu non limité en substrat.

CHAPITRE III

ETUDE EXPERIMENTALE

CHAPITRE III - ETUDE EXPERIMENTALE

	page
III.1-CARACTERISATION DU FONCTIONNEMENT DES AERATEURS DE SURFACE	65
III.1.1-Transfert d'oxygène	65
III.1.1.1-Transfert en eau claire	65
III.1.1.1.1-Mesures des performances d'aération	65
III.1.1.1.2-Influence des paramètres de fonctionnement de l'aérateur sur les performances de l'oxygénation	66
III.1.1.2-Transfert d'oxygène en présence de boues activées	69
III.1.1.2.1-Mesure de la conductance $k_{l,a(boues)}$	69
III.1.1.2.2-Influence de la vitesse de consommation de l'oxygène sur le transfert	70
III.1.1.2.3-Influence de la concentration en boues activées sur le transfert d'oxygène	71
III.1.1.2.4-Influence de la vitesse d'agitation sur le facteur α	72
III.1.2-Homogénéisation	73
III.1.2.1-Méthodologie	73
III.1.2.2-Evolution des profils de concentration avec la vitesse de rotation	73
III.1.2.3-Influence de certains paramètres de fonctionnement de l'aérateur sur la remise en suspension et l'homogénéisation	75
III.1.2.4-Relation entre brassage et aération	78
 III.2-ETUDE DU FONCTIONNEMENT TRANSITOIRE DES BASSINS A BOUES ACTIVEES	 80
III.2.1-Fonctionnement en aération séquentielle	80
III.2.1.1-Conduite des essais sur pilote	81
III.2.1.2-Cycles de 24 h d'aération et 24 h d'arrêt avec brassage	82
III.2.1.3-Cycles de 2 h d'aération et 2 h d'arrêt avec brassage	85
III.2.1.4-Effet de la décantation des boues	87

III.2.2-Fonctionnement avec une alimentation variable	90
III.2.2.1-Alimentation en créneau	90
III.2.2.2-Alimentation sinusoïdale	93
III.3-CONCLUSIONS	95

Le fonctionnement en aération séquentielle des bassins d'épuration par boues activées, équipés d'un aérateur de surface, doit réaliser un compromis entre les économies d'énergie engendrées par l'arrêt de la turbine et la qualité du traitement pratiqué.

Cette étude expérimentale a donc deux objectifs essentiels : estimer les capacités d'oxygénation et de brassage, en présence de boues activées, des turbines lentes de surface et suivre l'évolution du système en aération et en alimentation séquentielle.

III.1-CARACTERISATION DU FONCTIONNEMENT DES AERATEURS DE SURFACE

Toutes les expérimentations présentées dans la suite de cette étude ont été effectuées sur les deux réacteurs (28 litres et 134 litres) décrits précédemment.

III.1.1-Transfert d'oxygène

III.1.1.1-Transfert en eau claire

III.1.1.1.1- *Mesures des performances d'aération*

Les mesures de transfert d'oxygène en eau claire doivent permettre de relier la capacité d'oxygénation du mobile d'aération, aux paramètres de fonctionnement de l'aérateur. Cette capacité est caractérisée par le produit $k_1.a$ qui est mesuré par oxygénation de l'eau contenue dans le réacteur fermé (HEDUIT, 1979). L'eau est préalablement déoxygénée par l'addition de sulfite de sodium (environ $150 \text{ mg Na}_2\text{SO}_3.l^{-1}$) et de sel de cobalt (environ $1 \text{ mg Co}^{++}.l^{-1}$). Le cobalt, qui joue le rôle de catalyseur de la réaction de déoxygénation est ajouté dans le réacteur 15 minutes environ, avant l'addition du sulfite de sodium. Dès leur introduction dans l'eau, les ions sulfite sont oxydés en sulfate et ainsi la concentration en oxygène dissous décroît jusqu'à devenir nulle. Lorsque tous les sulfites sont totalement oxydés, l'oxygène amené par le système

d'aération n'est plus consommé et sa concentration augmente jusqu'à la saturation selon la relation :

$$\frac{dC}{dt} = k_1 \cdot a \cdot (C^* - C) \quad (\text{III-1})$$

L'intégration de cette équation conduit à une fonction exponentielle représentée par une droite, en traçant $\ln(C^* - C)$ versus t . La pente de cette droite est égale au produit $-k_1 \cdot a$. Seules les concentrations comprises entre 10 % et 90 % de la saturation sont retenues pour l'estimation de $k_1 \cdot a$. La valeur de la concentration à la saturation C^* est évaluée à la température de l'expérience, dans les tables AFNOR (RODIER, 1978).

La relation :

$$k_1 \cdot a_{(20^\circ\text{C})} = k_1 \cdot a_{(T)} \cdot 1,024^{(20-T)} \quad (\text{III-2})$$

est ensuite utilisée pour ramener tous les résultats à la température unique de 20°C.

La bonne homogénéisation de l'oxygène dissous dans le réacteur est vérifiée préalablement, pour les faibles vitesses d'agitation, grâce à trois sondes disposées à différents endroits de la cuve. Une seule sonde est finalement utilisée pour la mesure de la conductance $k_1 \cdot a$.

III.1.1.1.2-*Influence des paramètres de fonctionnement de l'aérateur sur les performances de l'oxygénation*

La capacité de transfert d'oxygène est mesurée avec : diverses combinaisons réacteur / turbine, diverses immersions de turbine (distance entre le haut des pales et la surface du liquide) et pour plusieurs vitesses et puissances d'agitation. La vitesse de rotation est directement lue sur le tachymètre du moteur alors que la puissance est donnée à partir du couple (mesuré par le couplemètre du moteur) par la relation :

$$P = 2 \cdot \pi \cdot N \cdot c \quad (\text{III-3})$$

L'ensemble des valeurs obtenues pour chaque expérience est regroupé dans le tableau III.1.

réacteur / turbine	immersion (cm)	N (tr/min)	c (N.cm)	P (W)	$k_1 \cdot a_{(20^\circ C)}$ (min^{-1})	P/V ($\text{W} \cdot \text{m}^{-3}$)	CO ($\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$)
Rushton 8,9cm - réacteur 134 l (R 8,9cm/134 l)	1	395	3,6	1,49	0,092	11,1	50,6
Rushton 8,9cm - réacteur 134 l (R 8,9cm/134 l)	1	812	8	6,8	0,217	50,8	120,0
Rushton 8,9cm - réacteur 134 l (R 8,9cm/134 l)	2	395	5,5	2,28	0,102	17,0	56,2
Rushton 5,2cm- réacteur 134 l (R 5,2cm/134 l)	0	982	0,4	0,41	0,051	3,1	27,9
Rushton 5,2 cm- réacteur 134 l (R 5,2cm/134 l)	1	631	1,2	0,79	0,026	5,9	14,1
Rushton 5,2 cm- réacteur 134 l (R 5,2cm/134 l)	1	687	1,2	0,86	0,030	6,4	16,3
Rushton 5,2 cm- réacteur 134 l (R 5,2cm/134 l)	1	1009	0,8	0,85	0,063	6,3	35,0
Rushton 5,2 cm- réacteur 134 l (R 5,2cm/134 l)	1	1504	1,5	2,36	0,102	17,6	56,5
pales inclinées-réacteur 134 l (PI/134 l)	2	278	6	1,75	0,048	13,0	26,3
type actirotor-réacteur 134 l (A/134 l)	1	603	12,1	7,64	0,269	57,0	148,6
type actirotor-réacteur 134 l (A/134 l)	1	610	13	8,3	0,316	62,0	174,2
type actirotor- réacteur 134 l (A/134 l)	0	608	3,5	2,23	0,098	16,6	54,2
Rushton 5,2 cm- réacteur 28 l (R 5,2cm/28 l)	1	450	0,9	0,42	0,084	15,1	46,4
Rushton 5,2 cm- réacteur 28 l (R 5,2cm/28 l)	1	700	1,7	1,25	0,200	44,5	110,4

Tableau III.1 : Performances d'oxygénation des différents dispositifs utilisés

Parmi les diverses formulations de la littérature (cf I.3.1), la relation linéaire entre la puissance volumique et la capacité d'oxygénation semble être la mieux adaptée à nos propres résultats (figure III.1).

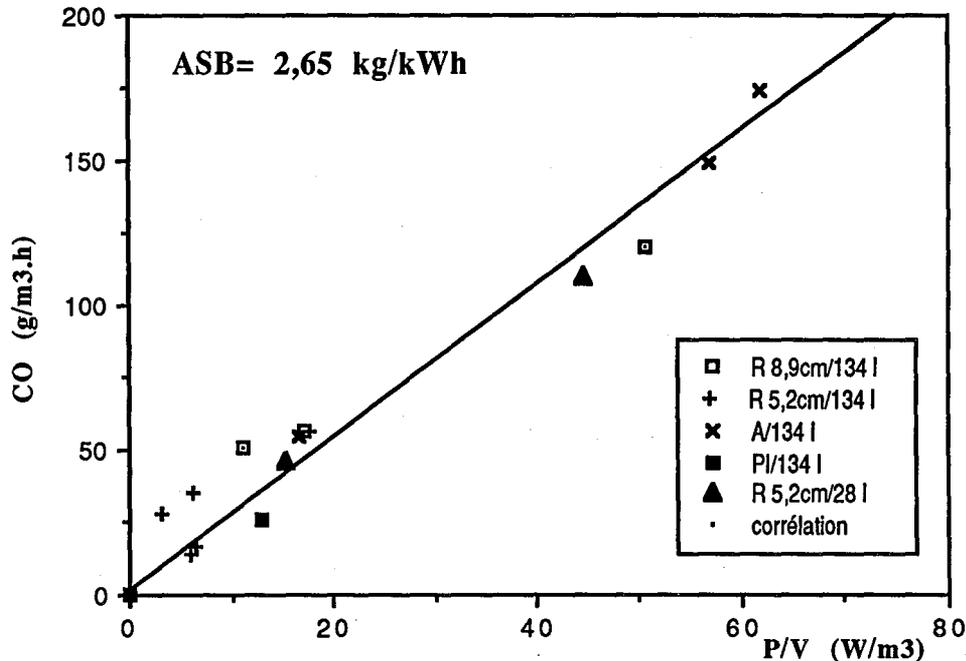


Figure III.1 : Transfert d'oxygène à 20°C en eau claire

La valeur de 2,65 kg O₂.kWh⁻¹ obtenue pour l'Apport Spécifique Brut (ASB) est cohérente avec les résultats de la littérature. En effet d'après de nombreux essais effectués en eau claire sur différentes stations d'épuration équipées de turbines de surface, HEDUIT et col. (1983) donnent une gamme pour ASB comprise entre 1 et 1,9 kg O₂.kWh⁻¹. D'après des mesures effectuées avec de l'eau claire contenant 5 mg.l⁻¹ d'agents tensio-actifs, BOON (1978) propose pour les aérateurs de surface des valeurs de ASB variant entre 1 et 2,2 kg O₂.kWh⁻¹. Des expérimentations effectuées par MUNZ et col. (1989) sur un pilote de laboratoire supportent aussi cette corrélation avec une valeur de ASB égale à 1,12 kg O₂.kWh⁻¹.

Cette relation générale, nous a permis d'estimer les capacités de transfert d'oxygène des aérateurs mécaniques de surface en fonction de leurs paramètres de fonctionnement. Mais auparavant nous allons estimer l'influence de la présence des floccs bactériens.

III.1.1.2-Transfert d'oxygène en présence de boues activées

III.1.1.2.1-Mesure de la conductance $k_1.a_{(boues)}$

Le produit $k_1.a$ en présence de boues activées est estimé lors du fonctionnement en alimentation continue de l'installation pilote. A l'état stationnaire le bilan sur l'oxygène s'écrit :

$$Q.C_O + [k_1.a_{(boues)}.(C_B^* - C) - R_{OX}].V = Q.C \quad (\text{III-4})$$

et donc :

$$k_1.a_{(boues)} = \frac{\frac{Q}{V} \cdot (C - C_O) + R_{OX}}{(C_B^* - C)} \quad (\text{III-5})$$

Le débit est évalué à partir de l'étalonnage des pompes. Les concentrations d'oxygène dissous dans l'alimentation (C_O) et dans le bassin (C) sont mesurées avec une sonde à oxygène. La consommation d'oxygène est estimée avec le respiromètre. Du fait de la bonne oxygénation du bassin ($0,8 < C < 7,7 \text{ mg O}_2.l^{-1}$), on évite le problème, signalé par MUELLER et col. (1990), de réoxygénation des boues activées avant la mesure respirométrique et on mesure ainsi la consommation effective d'oxygène au sein du réacteur. La concentration d'oxygène à la saturation doit aussi être estimée dans le milieu réactionnel utilisé ; les composés organiques et les électrolytes présents en solution ayant généralement tendance à diminuer la solubilité de l'oxygène. SCHUMPE et col. (1982) proposent une liste de différentes méthodes permettant d'obtenir cette concentration de saturation dans les milieux de fermentation. Un facteur β est fréquemment utilisé pour déterminer cette concentration à partir des valeurs issues des tables de la littérature (AFNOR : RODIER, 1978).

$$C_B^* = \beta.C^* \quad (\text{III-6})$$

STRENSTROM et col. (1981) rapportent pour les eaux domestiques une valeur de β voisine de 0,95. Des mesures effectuées au laboratoire sur notre milieu réactionnel, après filtration sur filtre plissé donnent une valeur moyenne pour β de 0,97. Nous garderons cette valeur durant

toute la suite de cette étude. De plus nous utiliserons la même corrélation qu'en eau claire pour évaluer la conductance $k_{l,a}$ à 20°C à partir des valeurs estimées à une autre température T.

III.1.1.2.2-Influence de la vitesse de consommation de l'oxygène sur le transfert

Les mesures sont effectuées sur l'installation pilote (cf figure II.7) équipée du réacteur de 28 litres et de la turbine de Rushton de 5,2 cm. Cette dernière est utilisée pour deux vitesses de rotation assurant une bonne homogénéisation du réacteur. Les résultats obtenus permettent de calculer le produit $k_{l,a}(\text{boues})$ afin d'en déduire les coefficients α correspondants. Diverses concentrations en biomasse ainsi que différentes charges d'alimentation en substrat sont appliquées au système afin de balayer une assez grande gamme de vitesse de consommation d'oxygène. Les résultats obtenus, pour une vitesse de rotation de la turbine de 700 tr.min⁻¹, montrent une nette augmentation du facteur α avec l'accroissement de la vitesse de consommation de l'oxygène ; le transfert est favorisé par la réaction biologique (figure III.2). Ceci rejoint les constatations de certains auteurs tels que : BENNETT et col. (1964), ALBERTSON et col. (1975), SOBOTKA et col. (1981), MINES et col. (1987) ...

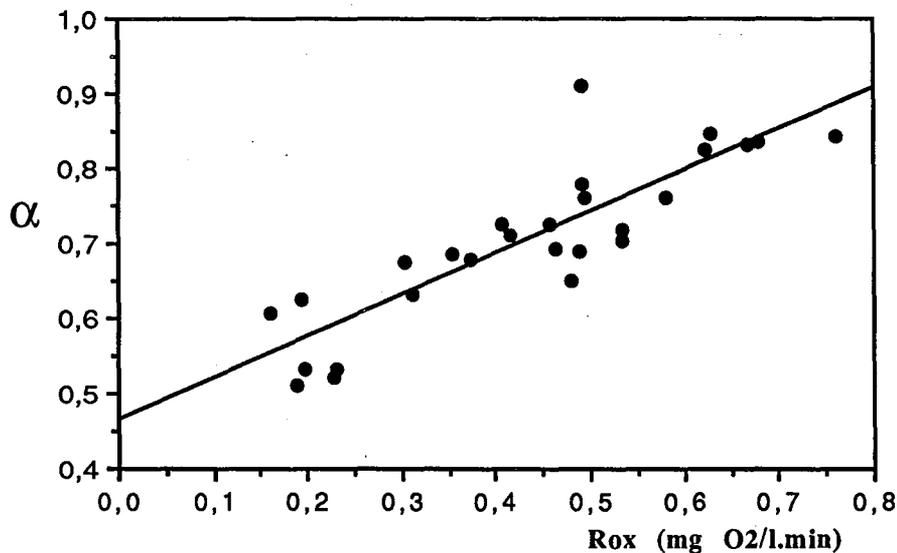


Figure III.2 : Influence de la vitesse de consommation de l'oxygène sur le facteur α pour $N=700$ tr.min⁻¹

D'après nos résultats, l'évolution de α peut être linéairement reliée à la vitesse de consommation de l'oxygène R_{OX} par la relation :

$$\alpha = 0,462 + 0,556.R_{OX} \quad (\text{III-7})$$

avec $0,15 < R_{OX} < 0,8 \text{ mgO}_2.l^{-1}.min^{-1}$ et un coefficient de corrélation $r=0,868$

III.1.1.2.3-Influence de la concentration en boues activées sur le transfert d'oxygène

L'oxygène étant consommé par les micro-organismes, la valeur de α devrait toujours être supérieure à 1. Or nos résultats expérimentaux révèlent, pour $N = 700 \text{ tr}.min^{-1}$, des valeurs de α comprises entre 0,51 et 0,91. Ce résultat à priori surprenant pourrait être expliqué par une diminution de l'aire interfaciale d'échange, due à la présence physique des micro-organismes. Cette hypothèse a d'ailleurs déjà été faite par JU et col. (1992) qui supposent la présence d'une monocouche de cellules adsorbées à l'interface gaz-liquide, la concentration de cellules dans le film interfacial étant alors exclusivement fixée par la taille des micro-organismes adsorbés. Pour ces auteurs, seule une très faible proportion de cellules perturbe les échanges au niveau de l'interface et le transfert n'est donc pas influencé par la concentration en biomasse au sein du réacteur. Nos mesures sont en bon accord avec ces résultats. En effet pour une vitesse R_{OX} de $0,49 \text{ mg O}_2.l^{-1}.min^{-1}$ aucune influence significative de la concentration en boue activée n'est observée dans la gamme $1,5 - 5 \text{ g}.l^{-1}$ (figure III.3).

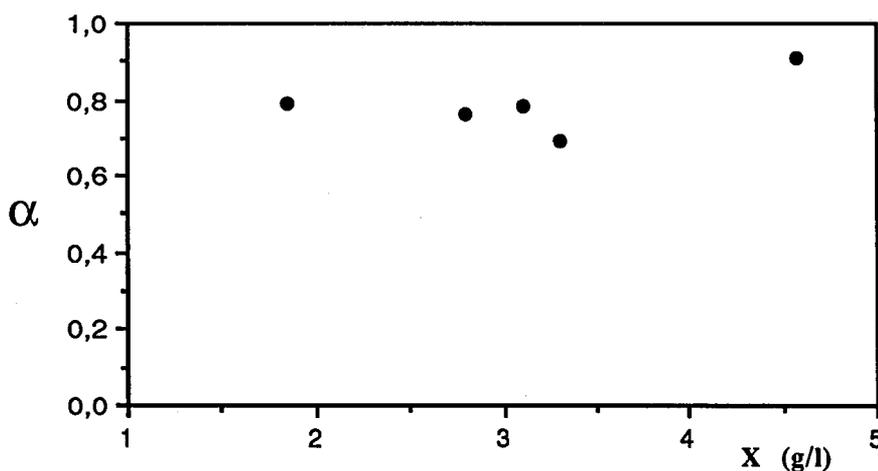


Figure III.3 : Effet de la concentration en boues activées sur le facteur α pour $N=700 \text{ tr}.min^{-1}$ et $R_{OX}=0,49 \text{ mg O}_2.l^{-1}.min^{-1}$

III.1.1.2.4-Influence de la vitesse d'agitation sur le facteur α

Une variation de la vitesse de rotation de la turbine peut entraîner une modification de l'hydrodynamique de la gerbe d'eau créée par l'aérateur et perturber ainsi les phénomènes interfaciaux. Les résultats expérimentaux représentés sur la figure III.4 sont obtenus pour deux vitesses de rotation (450 tr.min^{-1} et 700 tr.min^{-1}) induisant des gerbes d'eau visuellement très différentes. Ils ne laissent pas apparaître d'influence significative de la vitesse d'agitation sur la valeur du facteur α . L'effet de blocage de l'aire spécifique interfaciale par la présence physique des bactéries ne semble donc pas être affecté par l'hydrodynamique de la gerbe d'eau.

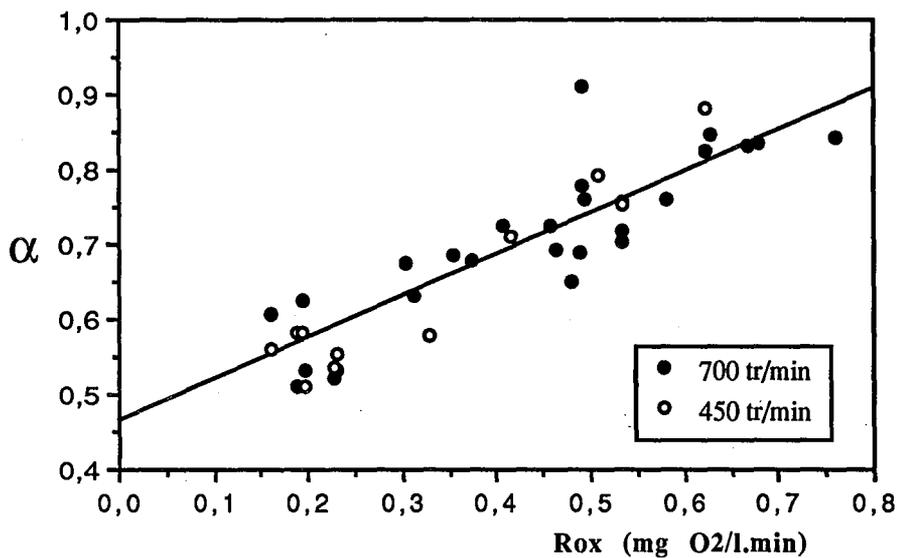


Figure III.4 : Influence de la vitesse de rotation de la turbine sur le facteur α

En résumé : Les performances d'oxygénation et les paramètres de fonctionnement des aérateurs de surface sont assez bien reliés en eau claire par une relation linéaire entre la capacité d'oxygénation et la puissance volumique consommée par la turbine. Cependant la présence physique de bactéries dans le film liquide interfacial ainsi que leur respiration au sein du réacteur perturbent sensiblement le transfert et modifient les performances d'oxygénation obtenues en eau claire. La concentration de boues activées ne semble pas avoir, dans la gamme $1,5 - 5 \text{ g.l}^{-1}$, d'influence sur le transfert d'oxygène.

III.1.2-Homogénéisation

III.1.2.1-Méthodologie

Les mesures ont toutes été effectuées avec le réacteur de 134 litres et les deux turbines de Rushton. Le réacteur est rempli avec de la liqueur mixte provenant directement de la station d'épuration de Nancy-Maxéville. Après une bonne homogénéisation du milieu permettant la mesure de la concentration moyenne en boues activées, l'agitation est stoppée et les floccs bactériens décantent en formant un lit de boues au fond du bassin. Ensuite des séquences de marche et d'arrêt sont appliquées à la turbine en fonction des mesures souhaitées. Durant toute une série d'expériences, les bactéries ne sont pas alimentées et le réacteur est donc fermé. Il est par ailleurs vidangé après 6 à 8 heures de manipulation afin d'éviter une trop forte évolution de la structure floculée qui pourrait altérer les mesures. Les profils de concentration dans la cuve sont suivis grâce à des prélèvements effectués à quatre hauteurs différentes : 3 cm, 13 cm, 23 cm et 33 cm. La concentration en boues dans les échantillons ainsi récupérés est alors évaluée par la mesure des matières sèches. Nous évaluons à environ 8 % l'incertitude sur le prélèvement et la mesure lorsque les floccs sont en suspension. Cependant nous estimons que la précision est plus faible sur les échantillons soutirés dans le lit de boues. En effet lors du prélèvement au niveau des dépôts, le liquide passe préférentiellement dans le robinet d'échantillonnage et fausse ainsi sensiblement la mesure. Il ne faut donc accorder qu'une importance relative aux fortes concentrations et fortes valeurs du critère de dispersion. Ce dernier est calculé dans notre étude avec les concentrations exprimées en grammes de matières sèches par litre. Enfin la puissance et la vitesse d'agitation sont évaluées comme précédemment (cf III.1.1.1.2) grâce au tachymètre et au couplemètre du moteur.

III.1.2.2-Evolution des profils de concentration avec la vitesse de rotation

Les résultats présentés dans ce paragraphe correspondent à une série de mesures effectuées dans la même journée avec les mêmes boues. L'agitation est assurée par la turbine de Rushton de 8,9 cm et les prélèvements d'échantillons sont effectués quand le régime semble stationnaire c'est à dire lorsque visuellement les dépôts (s'il existent) n'évoluent plus. La figure III.6 regroupe l'évolution des profils de concentration pour 4 vitesses caractérisant bien la progression vers l'homogénéisation.

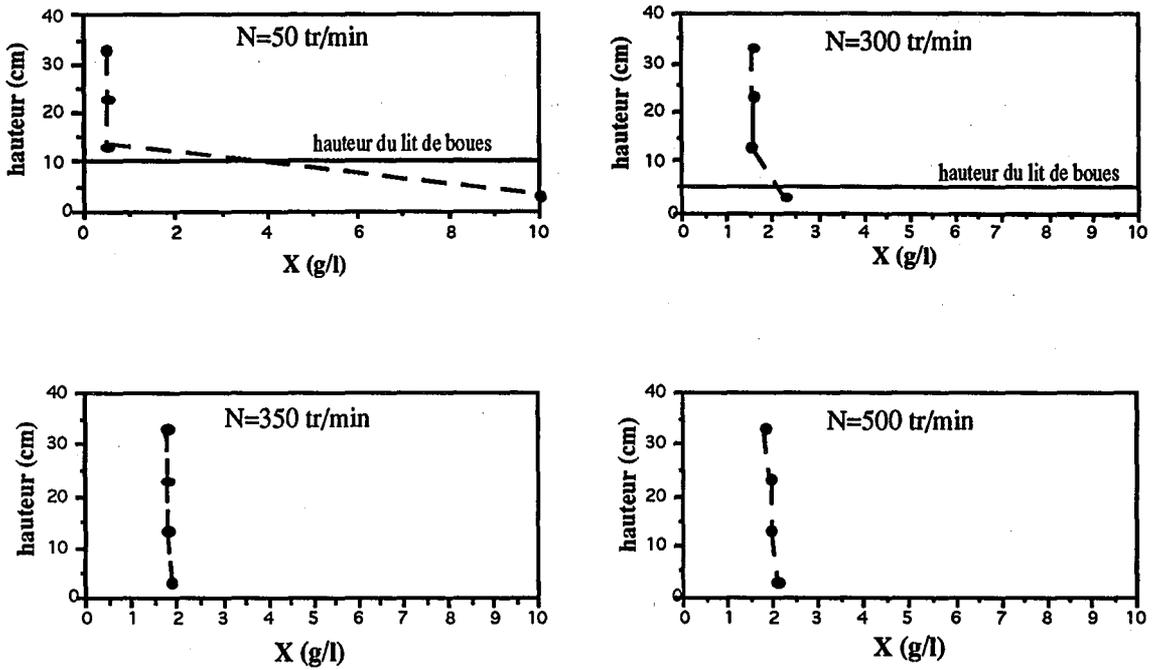


Figure III.5 : Evolution des profils de concentration avec la vitesse d'agitation

L'ensemble des mesures est repris dans la figure III.6 avec une représentation plus compacte et plus commode des résultats. Cette représentation qui introduit le degré de dispersion déjà décrit au chapitre I.4.2 sera retenue pour la suite de cette étude.

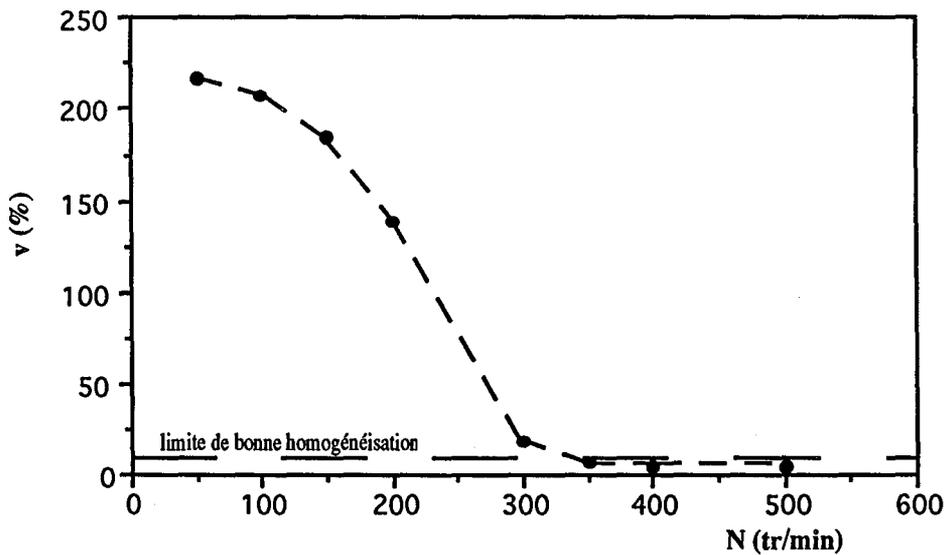


Figure III.6 : Evolution de la dispersion avec la vitesse d'agitation

On observe sur ces figures une diminution progressive des dépôts de boues en fond de cuve. Au dessus de la vitesse minimale de remise en suspension (estimée pour $v = 10\%$) le critère de dispersion reste pratiquement constant et la concentration dans la cuve est assez bien homogène.

III.1.2.3-Influence de certains paramètres de fonctionnement de l'aérateur sur la remise en suspension et l'homogénéisation

Le but de ce travail est de tenter de trouver un critère garantissant, pour une turbine quelconque, une certaine qualité de la suspension, lorsque le régime d'agitation est établi. Pour ce faire nous comparons les performances d'agitation des deux turbines de Rushton sur des boues activées ayant une concentration et une décantabilité fixées. Ces performances sont caractérisées par l'évolution du critère de dispersion en fonction de grandeurs telles que : la puissance injectée, la vitesse de rotation, la vitesse en bout de pales ou encore le nombre de Reynolds du mobile. La profondeur d'immersion de la turbine joue aussi un rôle important sur la capacité de remise en suspension (RAGIL, 1993), cependant elle ne représente pas un critère garantissant une bonne qualité de mélange des floes dans le liquide. Cette profondeur d'immersion sera fixée à 1 cm durant nos manipulations. Enfin pour garder une certaine cohérence dans les mesures effectuées, toutes les observations de remise en suspension sont suivies à partir d'un dépôt en fond de cuve (après décantation) d'environ 10 cm.

Les courbes traduisant l'influence de la puissance dissipée sur l'état de la suspension (figure III.7) montrent que pour deux systèmes géométriquement différents (par le rapport L/D) la puissance n'est pas une grandeur caractéristique de la qualité du mélange. Ceci rejoint les conclusions de ZWIETERING (1958). En fait la turbine de Rushton de 8,9 cm de diamètre, a pour des valeurs de Reynolds données, des nombres de puissance plus élevés que celle de 5,2 cm diamètre. Cette dernière engendre donc, pour une même puissance dissipée, une action cisailante et turbulente plus locale qui se traduit par une remise en suspension moins performante.

La figure III.8 montre aussi que la vitesse de rotation du mobile n'est pas un paramètre valable pour estimer à priori un bon brassage.

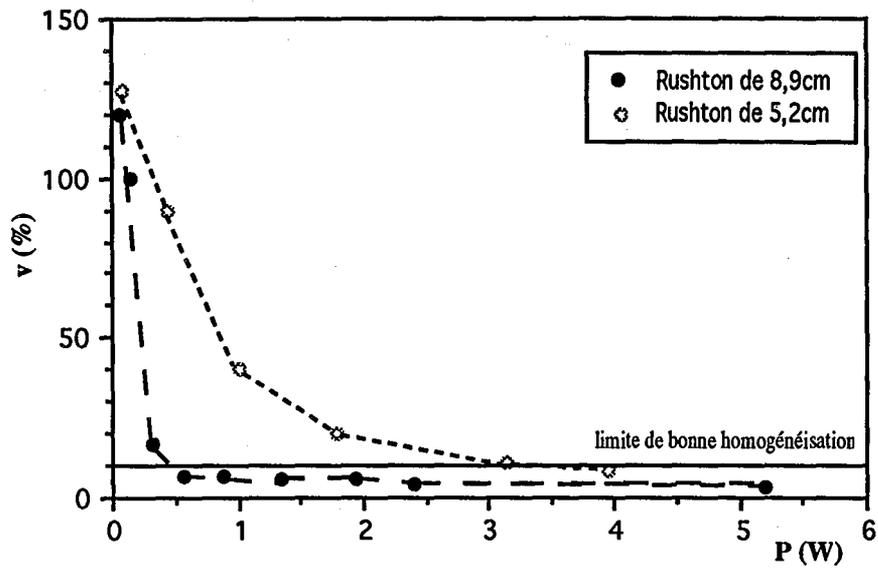


Figure III.7 : Influence de la puissance sur le critère de dispersion

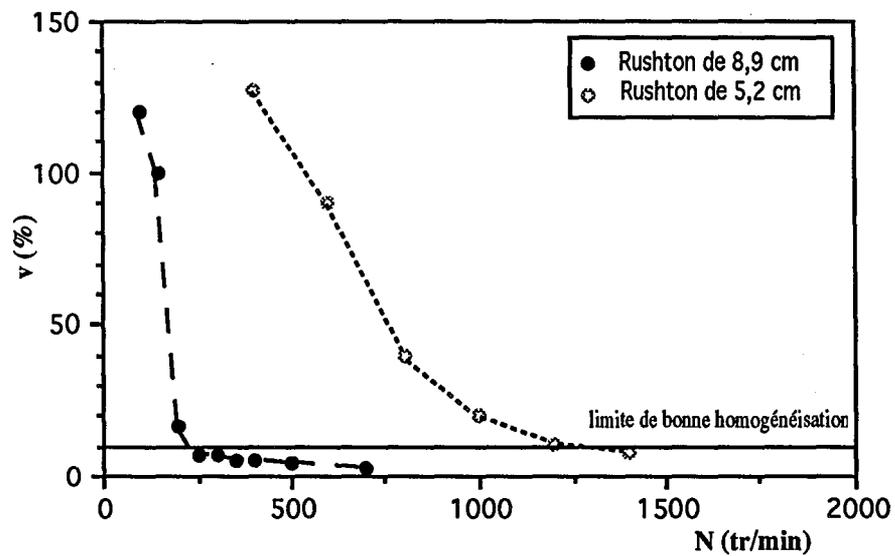


Figure III.8 : Influence de la vitesse de rotation sur le critère de dispersion

La remise en suspension des boues activées, dans les bassins d'aération équipés de turbines de surface, est généralement considérée comme directement dépendante de la vitesse en fond de réacteur. Ceci prêche à penser que la vitesse (u) en bout de pale de l'agitateur :

$$u = \pi \cdot D \cdot N \tag{III-8}$$

ou encore le nombre de Reynolds d'agitation :

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D^2}{\eta} \tag{III-9}$$

peuvent être des critères d'estimation de la qualité du brassage. Les figures III.9 et III.10 montrent cependant que ceci n'est pas vérifié. Il semble donc difficile de garantir une certaine qualité de mélange dans le bassin grâce à un paramètre de fonctionnement de l'aérateur.

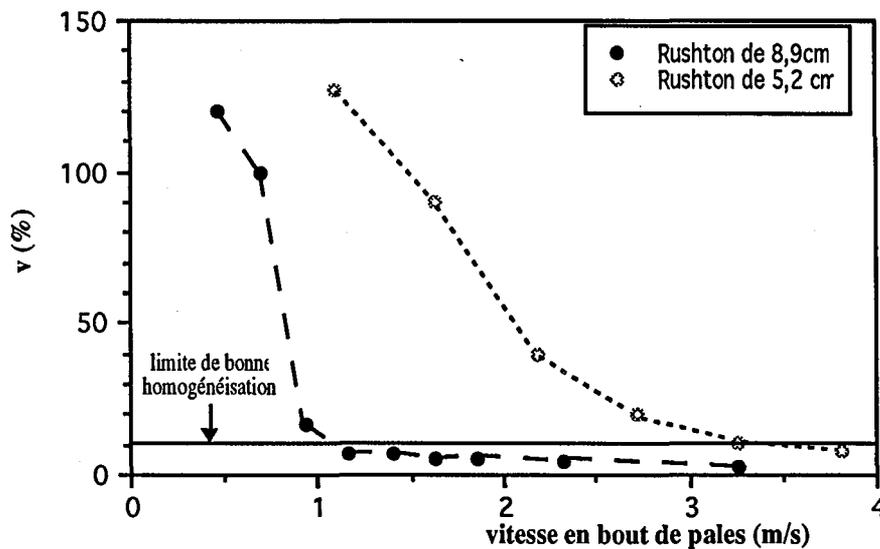


Figure III.9: Influence de la vitesse périphérique sur le critère de dispersion

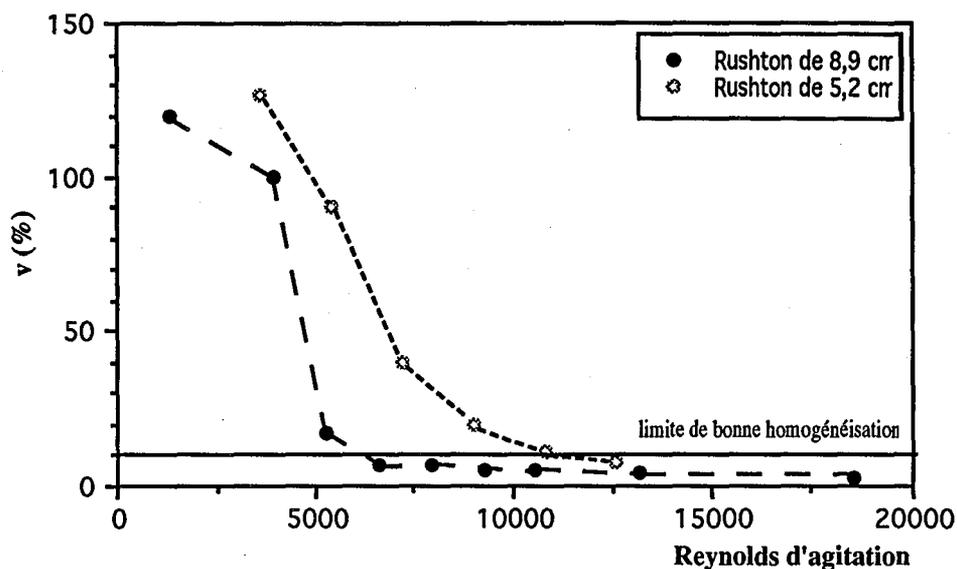


Figure III.10 : Influence du nombre de Reynolds d'agitation sur le critère de dispersion

L'utilisation des corrélations de la littérature permettant de déterminer la vitesse minimale de remise en suspension sont difficilement utilisables avec des suspensions de boues activées agitées en surface. En effet ces relations intègrent de nombreux paramètres encore mal connus pour les floccs bactériens de station d'épuration, tels que : la masse volumique, le diamètre des particules ou encore la viscosité de la suspension. De plus elles sont généralement établies à partir d'expériences effectuées dans des réacteurs cylindriques (chicanés ou non) équipés d'un agitateur complètement immergé, et utilisent alors des coefficients empiriques qui ne sont pas adaptés à notre type d'étude (cf I.4.2).

III.1.2.4-Relation entre brassage et aération

Le rôle de l'aérateur est d'assurer, en même temps, une bonne aération et un bon brassage du milieu. On peut donc se demander si ces deux fonctions correspondent à des niveaux de puissance identiques (ou différents), et si, lorsqu'une des fonctions est remplie, l'autre l'est aussi de façon systématique. Pour cela le critère de dispersion est représenté en fonction du

produit $k_1.a$ pour les deux turbines utilisées avec des immersions respectives de 0 et 1cm (figure III.11). La conductance de transfert $k_1.a$ est évaluée par la relation établie plus haut (paragraphe III.1.1.1.2) :

$$k_1.a_{(20^\circ C)} = \frac{2,65.(P/V)}{C_{(20^\circ C)}} \quad \text{(III-10)}$$

La limite de bonne aération est choisie de manière à assurer une concentration minimale en oxygène de 1 mg.l⁻¹ dans un bassin fonctionnant avec 3 g.l⁻¹ de boues activées consommant environ 0,35 mg O₂.l⁻¹.min⁻¹. Ceci correspond aux valeurs généralement admises pour un procédé aérobic évoluant à charge moyenne. Ce qui donne à l'état stationnaire une valeur de $k_1.a$ limite égale à :

$$k_1.a = \frac{0,35}{(9,08 - 1)} = 0,04 \text{ min}^{-1} \quad \text{(III-11)}$$

Cette valeur est ensuite majorée de 20% afin de prendre en compte l'effet de la présence de boues activées sur l'évaluation de cette "limite de bonne aération". On retient finalement une valeur de 0,05 min⁻¹ pour $k_1.a$ limite.

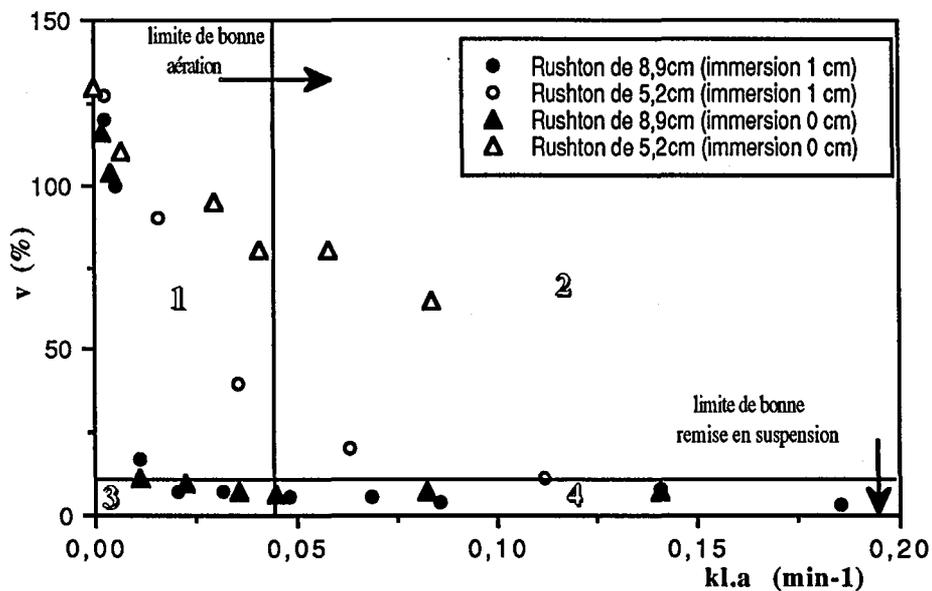


Figure III.11 : Comparaison des effets de brassage et d'aération

On constate d'après ces résultats qu'une oxygénation suffisante n'entraîne pas toujours une répartition correcte des flocs dans le bassin (zone 2). A l'opposé, un bon brassage n'implique pas forcément une aération suffisante (zone 3). En fait l'aération nécessite, à la surface du liquide, une forte dissipation locale de la puissance amenée par l'aérateur (effet de cisaillement), alors que le brassage requiert une bonne dissipation de cette énergie dans la totalité du volume du réacteur (effet de circulation). Il semble par conséquent normal que la taille et la géométrie de l'aérateur jouent un rôle important par rapport à la conjugaison des deux effets. ROUSTAN et col. (1979) donnent les critères de choix généralement admis pour les aérateurs de surface : $0,05 < D/L < 0,2$, $3 < \pi ND < 5 \text{ m.s}^{-1}$, $20 < P/V < 50 \text{ W.m}^{-3}$. Ils notent par ailleurs que la géométrie et la taille du bassin sont des paramètres déterminants dans le choix d'un aérateur mécanique de surface. Nos mesures montrent également que les critères de choix de l'aérateur ne suffisent pas à assurer simultanément une aération et un brassage corrects. Les points de la zone 2 sont obtenus pour : $D/L=0,09$, $2,7 < \pi ND < 3,8$ et $12 < P/V < 25 \text{ W.m}^{-3}$.

En résumé : L'approche empirique qui consiste à assimiler les flocs à des particules grenues solides, et à suivre l'évolution de leur concentration en fonction des paramètres de fonctionnement de l'agitateur, ne semble pas donner de résultats satisfaisants pour la modélisation de la fonction brassage des aérateurs de surface des stations d'épuration. D'autres voies de recherche pourraient être envisagées pour étudier ce processus, comme par exemple l'agitation des milieux non newtoniens. Ceci nécessite cependant une bonne connaissance de la rhéologie des boues activées dans un domaine de faibles concentrations allant d'environ 0 à 15 g.l^{-1} . Enfin de bonnes performances d'aération n'entraînent pas systématiquement une homogénéisation correcte de la suspension bactérienne. Des précautions sont donc à prendre dans ce domaine.

III.2-ETUDE DU FONCTIONNEMENT TRANSITOIRE DES BASSINS A BOUES ACTIVEES

III.2.1-Fonctionnement en aération séquentielle

De nombreuses petites stations d'épuration des eaux usées urbaines par boues activées sont équipées d'un aérateur de surface fonctionnant en aération séquentielle. L'avantage est de limiter la dépense énergétique et de permettre le développement de réactions de dénitrification durant les

périodes d'arrêt de la turbine (HEDUIT et col. 1990). Cependant il ne faut pas que ce soit au détriment de la dégradation de la pollution carbonée (qui est le rôle essentiel des stations d'épuration d'eaux usées urbaines). Il semble donc intéressant de suivre l'évolution de la qualité des boues et de l'efficacité de l'épuration au cours d'un fonctionnement en aération alternée, afin d'estimer les temps d'arrêt acceptables que peut subir un procédé par boues activées.

III.2.1.1-Conduite des essais sur pilote

Le fonctionnement des stations d'épuration réelles est tel que l'arrêt de l'aération est automatiquement accompagné de l'arrêt du brassage. Il s'ensuit une décantation des boues d'où une diminution progressive du volume réactionnel utile et un court-circuit de la biomasse par le substrat. Pour étudier l'évolution des grandeurs durant ces phases d'arrêt, nous avons procédé de la manière suivante :

- arrêt de l'aération et maintien en suspension de la biomasse grâce à l'action d'une turbine disposée en fond de bassin
- arrêt de l'aération et du brassage

Dans les deux cas, la conduite des expériences s'effectuait ainsi : après dix jours d'acclimatation au substrat synthétique les boues sont placées dans le réacteur de 28 litres et une séquence d'aération est programmée au niveau de l'alimentation électrique du moteur d'agitation. Après une journée de fonctionnement dans ces conditions, des échantillons sont régulièrement prélevés sur une période correspondant, suivant les cas, à un ou plusieurs cycles d'aération. Des mesures de DCO et d'azote sous forme nitrate + nitrite et ammonium sont effectuées sur les échantillons récupérés en sortie de réacteur. L'évolution de la quantité de biomasse dans le réacteur est également suivie et une mesure journalière de l'indice de Mohlmann permet de surveiller la décantabilité des boues utilisées. L'alimentation en substrat (débit et concentration) et le taux de recyclage sont maintenus constants durant les quelques jours d'expérimentation à une séquence d'aération donnée. Lorsqu'il n'y a pas apparition de bulking les boues sont soumises à d'autres conditions opératoires et après une période de deux jours, de nouvelles mesures sont effectuées.

Les conditions opératoires pour les six essais effectués sont reportés dans le tableau III.2

cycle d'aération	24 H / 24H		2 H / 2H			
	sans décantation		sans décantation		avec décantation	avec décantation
essai N°	I	II	III	IV	V	VI
Débit d'alimentation (l.min ⁻¹)	0,039	0,039	0,039	0,039	0,037	0,0692
Débit de recyclage (l.min ⁻¹)	0,039	0,039	0,039	0,039	0,038	0,0767
DCO alimentation (mg O ₂ .l ⁻¹)	310	312	300	365	376	300
(NH ₄ ⁺) alimentation (mg N.l ⁻¹)	16	17,5	16	21	19,7	16,8

Tableau III.2 : Conditions opératoires des essais sur pilotes

III.2.1.2.-Cycles de 24 h d'aération et 24 h d'arrêt avec brassage (essai n°I)

L'évolution des éléments polluants est très nettement influencée par ce fonctionnement alterné. L'oxygène est très rapidement consommé dès le début des périodes d'arrêt de la turbine (environ en 10 minutes) ; les réactions de nitrification sont alors stoppées et la concentration en azote ammoniacal augmente (figure III.12). Par ailleurs les réactions de dénitrification se mettent en place et la concentration en ions nitrate et nitrite chute jusqu'à s'annuler (figure III.12), on entre alors progressivement dans une phase d'anaérobiose qui se traduit par une modification des réactions biologiques mises en jeu et une diminution de l'efficacité de la dégradation de la pollution carbonée (figure III.13).

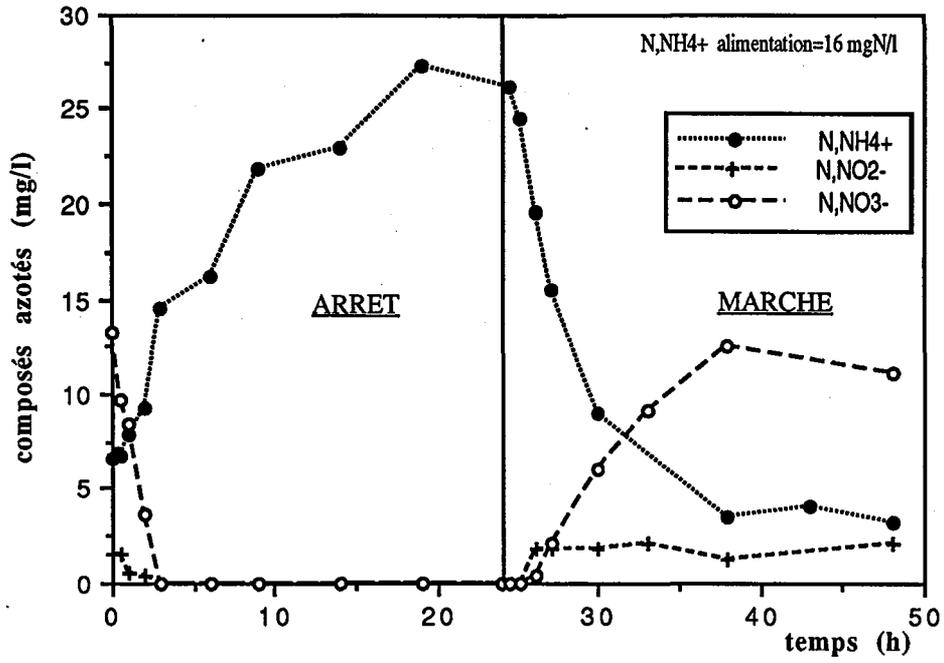


Figure III.12 : Evolution des composés azotés

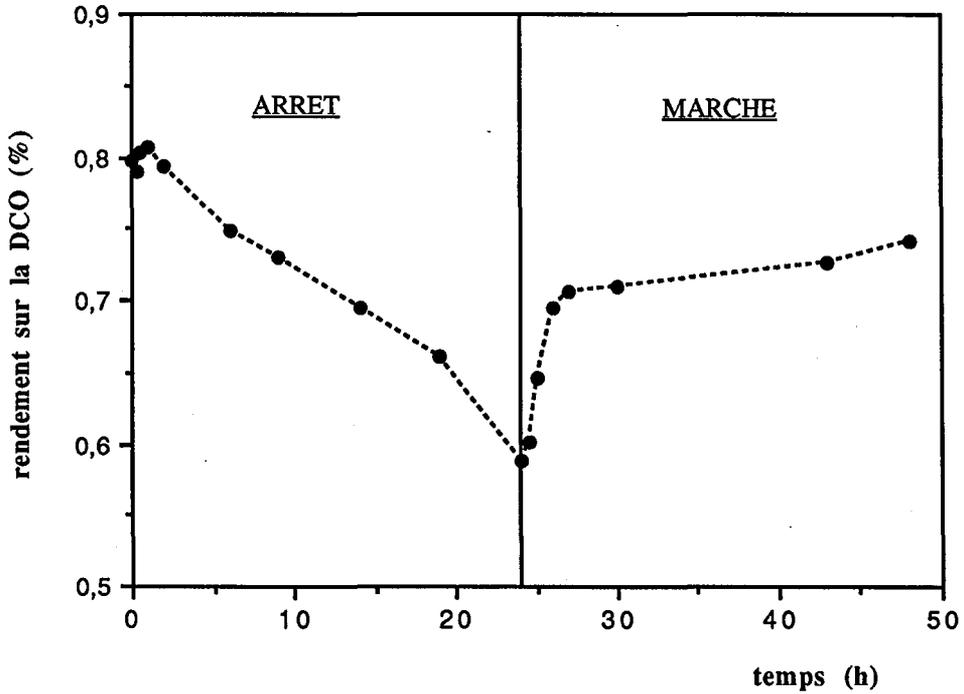


Figure III.13 : Evolution du rendement sur la DCO

Lorsque l'aération est rétablie, les bactéries reprennent les processus de dégradation aérobie de la pollution carbonée et de la nitrification ; la dénitrification est quant à elle stoppée. Les concentrations en éléments polluants rejoignent alors sensiblement les valeurs qu'elles avaient juste avant l'arrêt de l'aération. On remarque aussi que la nitrification et la dénitrification démarrent respectivement dès la reprise de l'aération donc juste après le passage d'une phase aérobie à une phase anoxique. Enfin lors de ces 48 heures de manipulation, la concentration en biomasse a connu une décroissance légèrement plus marquée pendant la période d'anaérobiose que durant celle d'aérobiose (figure III.14), ce qui semble normal. La décantabilité des boues n'a quant à elle pas vraiment évolué au cours de cet essai.

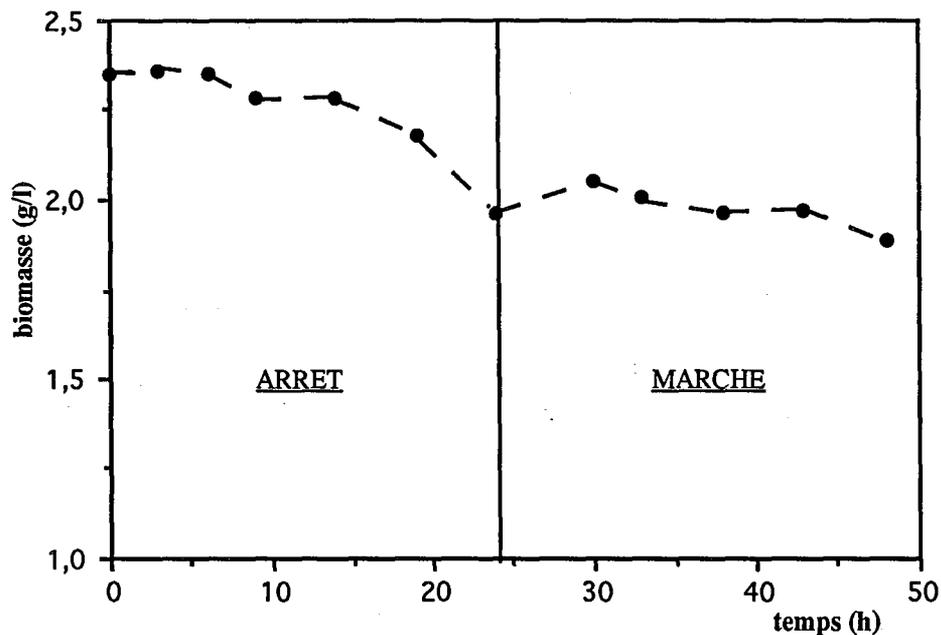


Figure III.14 : Evolution des matières sèches

Des résultats expérimentaux assez similaires, obtenus lors de l'essai n° II effectué, après acclimatation, sur d'autres boues provenant également de la station d'épuration de Nancy-Maxéville sont reportés dans l'annexe B2.

III.2.1.3-Cycles de 2 h d'aération et 2 h d'arrêt avec brassage (essai n° III)

Des séquences plus courtes de fonctionnement de la turbine sont programmées ici, afin de diminuer la durée des périodes anaérobies et de se rapprocher des cycles usuellement appliqués sur les installations de traitement des eaux usées urbaines par boues activées.

L'évolution des composés azotés reste nettement influencée par les séquences d'aération et d'anoxie (figure III.15). Comme précédemment les concentrations en nitrite + nitrate et en ammonium retrouvent sensiblement à la fin d'un cycle la valeur qu'elles avaient à la fin du cycle précédent. Ici encore on peut constater une reprise quasi immédiate des réactions de nitrification et de dénitrification. Ceci est en bon accord avec les mesures effectuées par ROUSTAN et col. (1993) sur des boues activées et par WAKI, MURAYAMA et col. (1980) sur une culture pure de *Paracoccus denitrificans*.

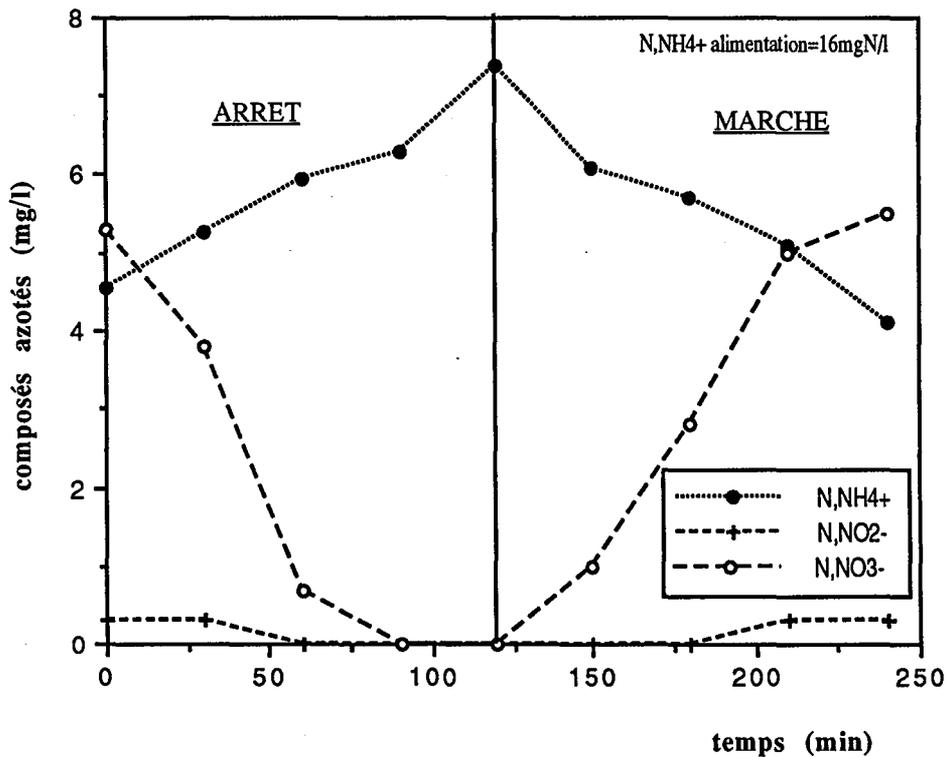


Figure III.15 : Evolution des composés azotés

Le rendement d'épuration de la pollution carbonée connaît une évolution plus atténuée dans le cas présent et reste autour de valeurs acceptables pour un procédé à boues activées (figure III.16). Notons par ailleurs que ce fonctionnement séquentiel ne semble pas entraîner

d'évolution remarquable sur la concentration en biomasse et sur la décantabilité des floes bactériens.

Par ailleurs WAKI, KAWATO et col. (1980) montrent d'après des mesures effectuées sur une culture pure de *Paracoccus denitrificans*, pour une aération alternée de 3 heures de marche et 3 heures d'arrêt, qu'il se produit une atténuation de la variation des éléments polluants au fur et à mesure des cycles d'oxygénation. Ils observent qu'après 8 séquences l'amplitude des variations diminue beaucoup et que les diverses concentrations tendent ainsi vers un état stable. Nous n'avons pas de notre côté, observé ce type de phénomène : l'amplitude de l'évolution des concentrations en éléments polluants est sensiblement la même après 24 heures de fonctionnement cyclique qu'après 48 heures.

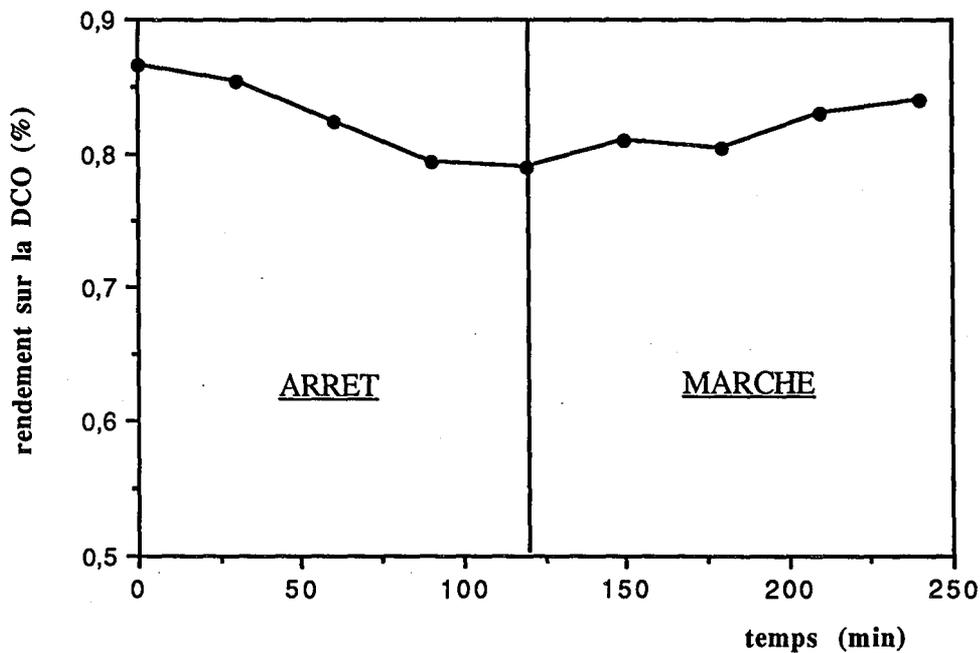


Figure III.16 : Evolution du rendement d'épuration de la pollution carbonée

Des résultats expérimentaux assez similaires, obtenus lors de l'essai n° IV effectué, après acclimatation, sur d'autres boues provenant également de la station d'épuration de Nancy-Maxéville sont reportés dans l'annexe B3.

III.2.1.4- Effet de la décantation des boues (essai n°V)

Lors de l'essai n° V, le brassage des boues est stoppé durant les périodes d'arrêt de l'aération, laissant ainsi les boues décanter librement. On se rapproche là du fonctionnement réel des petites stations d'épuration équipées d'un aérateur de surface fonctionnant de manière séquentielle. Deux phénomènes se produisent simultanément : l'apparition de réactions cinétiques différentes selon la concentration en oxygène (nitrification, dénitrification) et l'évolution du "volume réactif effectif". Ainsi durant l'arrêt de la turbine, on distingue deux volumes dans le réacteur : une partie basse contenant la biomasse où les nitrates et les éléments carbonés sont consommés et une partie haute, où la dégradation est extrêmement faible, du fait de la très petite quantité de bactéries présentes, et où les éléments polluants s'accumulent. Il en résulte une atténuation de l'évolution des éléments polluants dans le réacteur (figures III.17 et III.18). On remarque de plus que la concentration en nitrate en sortie du réacteur (surverse) juste avant la remise en marche de la turbine dépasse d'environ 1 mg.l^{-1} la concentration mesurée deux minutes après l'arrêt. Ce fait traduit bien une différence de concentration entre les 2 zones du réacteur.

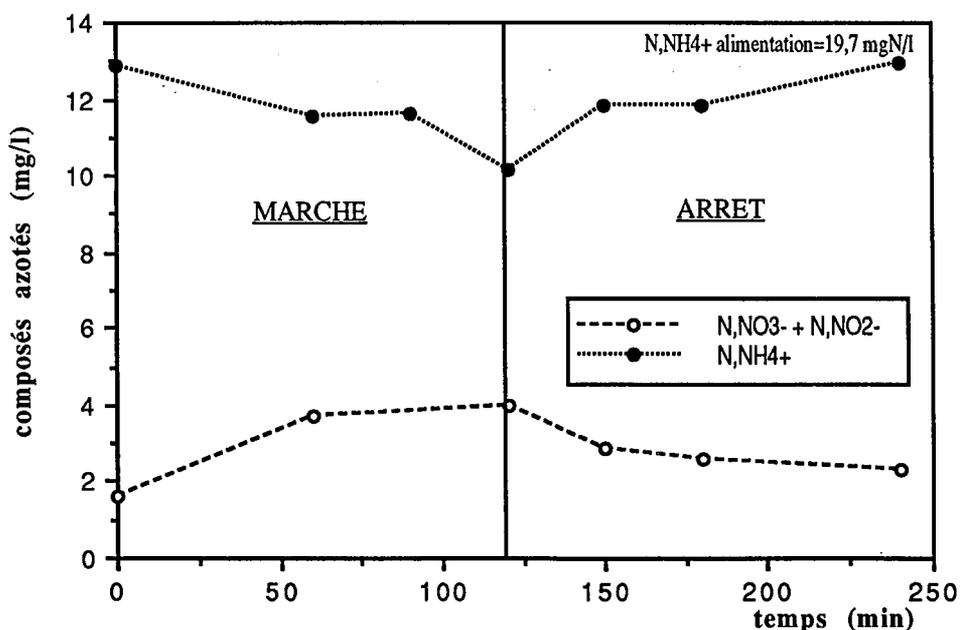


Figure III.17 : Evolution des composés azotés ($X=3,3 \text{ g.l}^{-1}$)

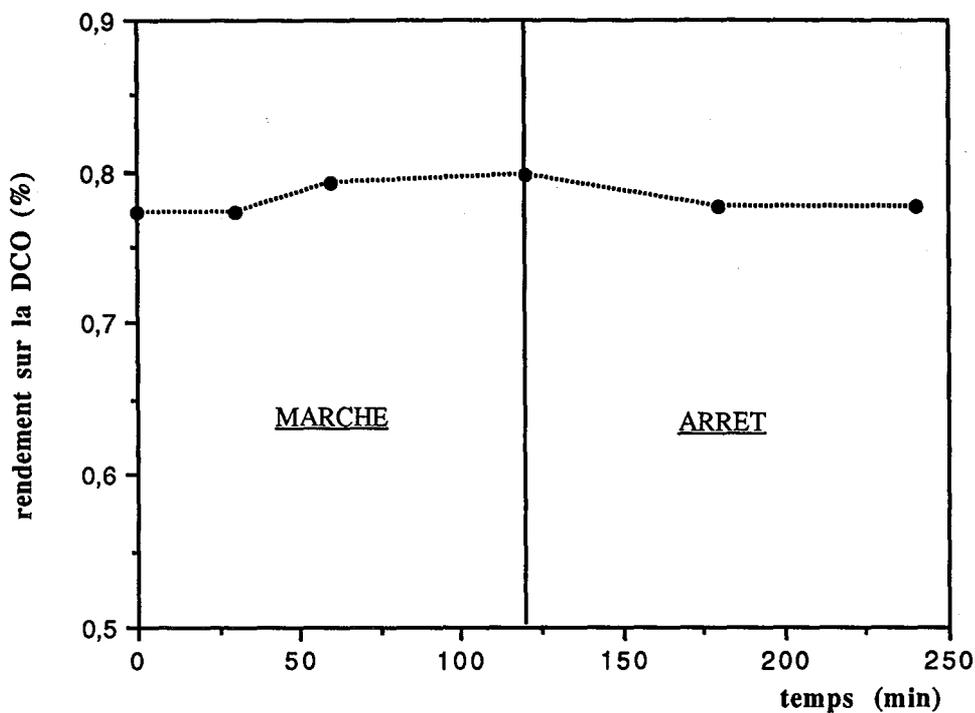


Figure III.18 : Evolution du rendement d'épuration de la pollution carbonée
($X=3,3 \text{ g.l}^{-1}$)

Durant l'essai n° VI, le brassage des boues est toujours stoppé avec l'aération, mais le temps de séjour hydraulique dans le réacteur est réduit de 12 heures à 6 heures. Le phénomène d'accumulation dans la partie haute du réacteur est modifié et on observe une évolution plus nette des éléments polluants (figures III.19 et figure III.20). Il semble donc important de prendre en compte le temps de séjour hydraulique dans le réacteur lors de la détermination des séquences d'aération. Notons cependant que les résultats présentés sur les figures III.17 et III.18 et sur les figures III.19 et III.20 n'ont pas été obtenus sur les mêmes boues.

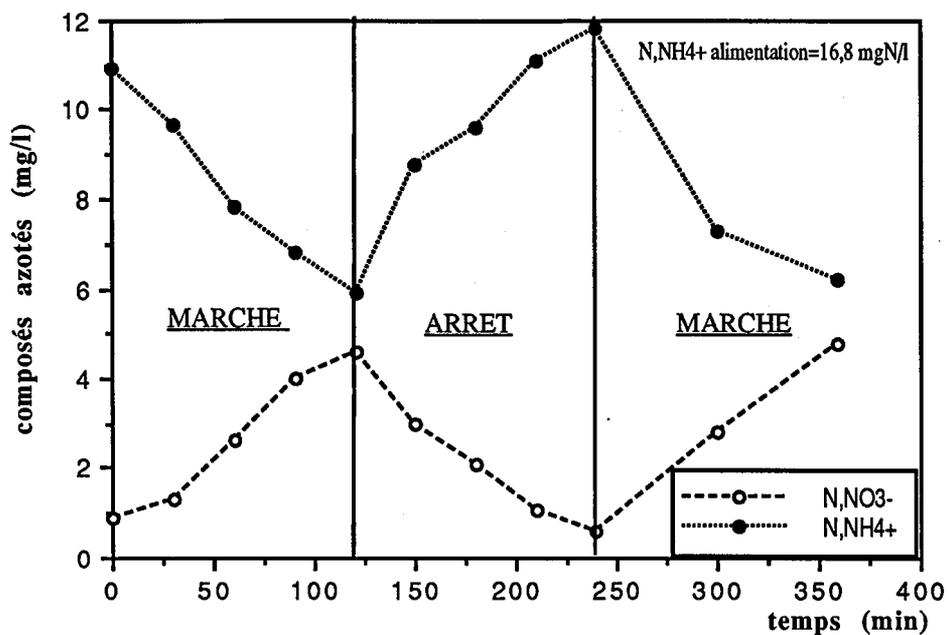


Figure III.19 : Evolution des composés azotés (X=3,1 g.l⁻¹)

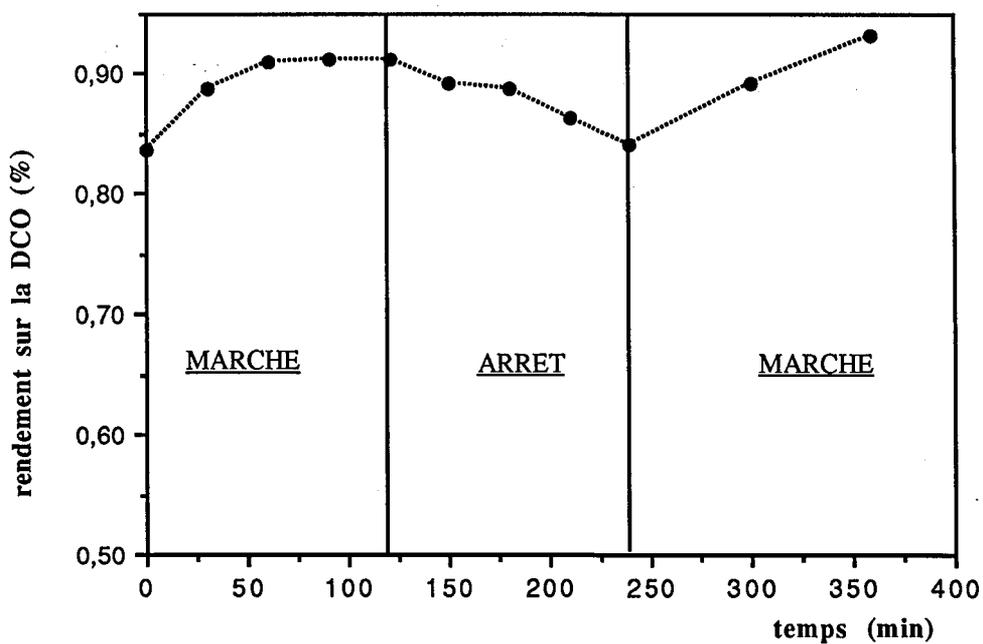


Figure III.20 : Evolution du rendement d'épuration de la pollution carbonée (X=3,1 g.l⁻¹)

III.2.2-Fonctionnement avec une alimentation variable

Les stations d'épuration sont soumises à de nombreuses variations du débit de pollution à l'entrée qui influencent sensiblement les capacités de traitement du procédé. Le but de ce paragraphe est, dans un premier temps, d'observer, avec le substrat synthétique, l'évolution de la qualité d'épuration lors de variations assez sévères alternant des périodes d'alimentation de charge moyenne et des périodes d'arrêt de l'alimentation en substrat. Des conditions d'alimentation moins drastiques, incluant simultanément une variation sinusoïdale du débit et de la concentration d'entrée (NEVEUX-GUILLY, 1993), sont ensuite appliquées pour observer l'évolution du système dans des conditions proches de celles des sites réels.

L'ensemble des conditions opératoires pour les différents essais effectués sont reportés dans le tableau III.3

	4 h d'alimentation en substrat - 4 h sans alimentation en substrat	
Essai n°	VII	VIII
Débit d'alimentation (eau ou eau + substrat) (l.min ⁻¹)	0,0325	0,036
Débit de recyclage (l.min ⁻¹)	0,037	0,0356
DCO alimentation (mgO ₂ .l ⁻¹)	256	260
(NH ₄ ⁺) alimentation (mgN.l ⁻¹)	14,3	14,5
Concentration moyenne en biomasse (g.l ⁻¹)	3,4	4,0

Tableau III.3 : Conditions opératoires avec alimentation variable

III.2.2.1-Alimentation en créneau (essai n°VII)

Les expériences sont effectuées sur des boues acclimatées aérées en permanence. Lors de l'arrêt de l'alimentation en substrat, le débit à l'entrée du réacteur est maintenu constant grâce à

la pompe d'alimentation en eau (cf figure II.7) afin de maintenir le temps de séjour hydraulique égal à 12 heures. Les séquences appliquées ont une durée de 8 heures : 4 heures d'alimentation normale et 4 heures sans substrat. Les échantillons sont prélevés après 2 jours de fonctionnement dans ces conditions. Durant les 4 heures d'arrêt de l'alimentation en substrat, les réactions biologiques de dégradation de la pollution continuent et la DCO diminue dans le réacteur (figure III.21). Cependant l'activité des bactéries, caractérisée par V_{O_2} , décroît sensiblement durant cette période (figure III.23). Du fait de l'aération permanente, et de la présence d'une source carbonée suffisante les réactions de nitrification se déroulent aussi bien pendant les périodes d'aération que durant les phases d'arrêt de l'alimentation en substrat. Du fait de l'aération permanente la concentration en ions nitrite + nitrate subit peu d'évolution significative au cours d'un cycle alors que les ions ammonium, qui sont consommés en permanence, voient leur concentration diminuer pendant la durée d'arrêt de l'alimentation (figure III.23).

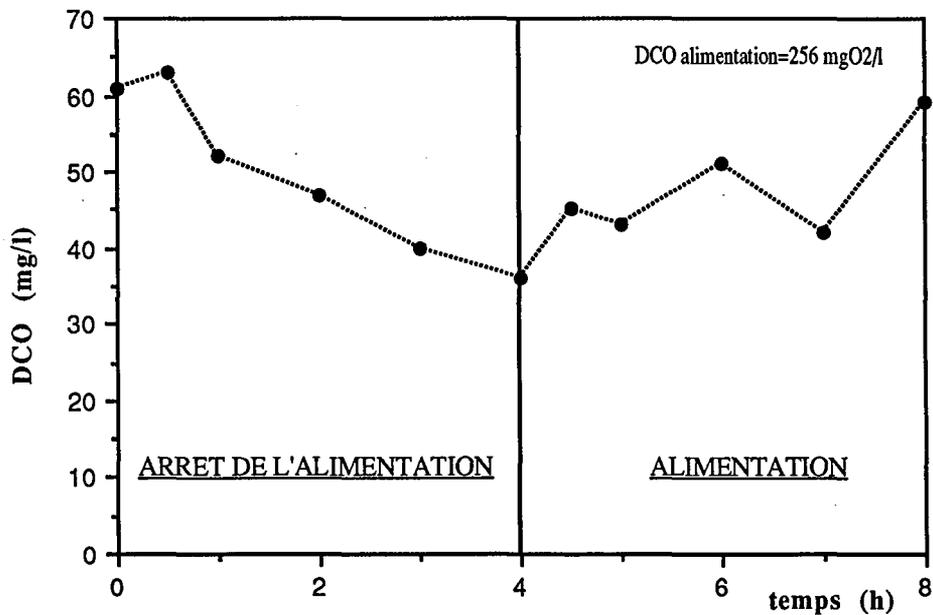


Figure III.21 : Evolution de la pollution carbonée

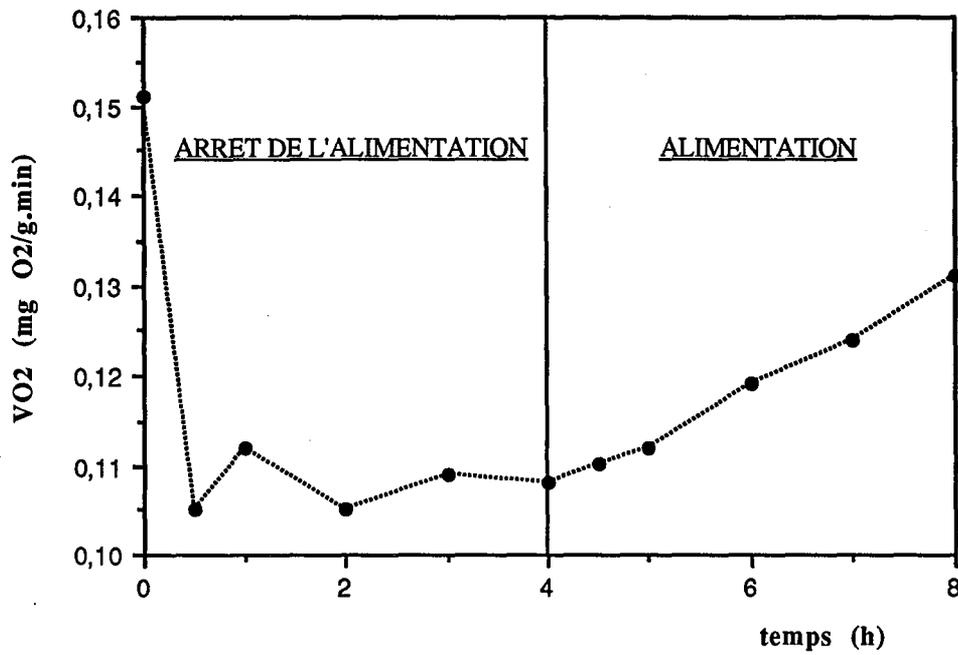


Figure III.22 : Evolution de la vitesse spécifique de consommation de l'oxygène

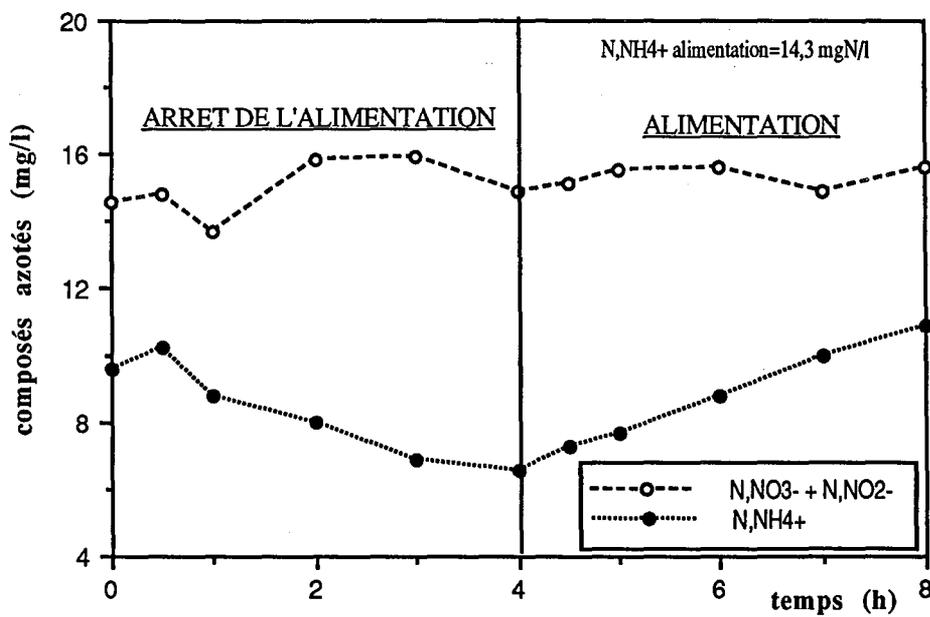


Figure III.23 : Evolution des composés azotés

Des résultats expérimentaux assez similaires obtenus lors de l'essai n° VIII, avec les mêmes boues, sont décrits dans l'*annexe C2*.

III.2.2.2-Alimentation sinusoïdale

L'expérience est effectuée en aération permanente avec un débit de recyclage constant et une alimentation en débit et en concentration de substrat sinusoïdale, de période 24 heures (figure III.24). Les résultats montrent une nette évolution de la pollution carbonée en sortie de réacteur (figure III.25) ainsi que de la vitesse spécifique de consommation de l'oxygène (figure III.26). La variation des ions nitrite + nitrate et ammonium est beaucoup moins marquée (figure III.27).

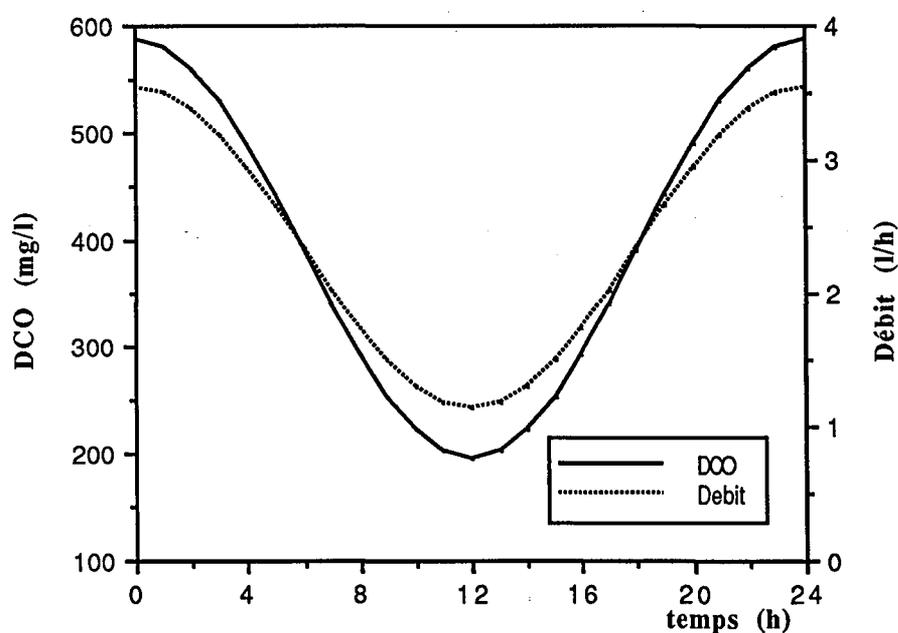


Figure III.24 : Débit et concentration d'alimentation

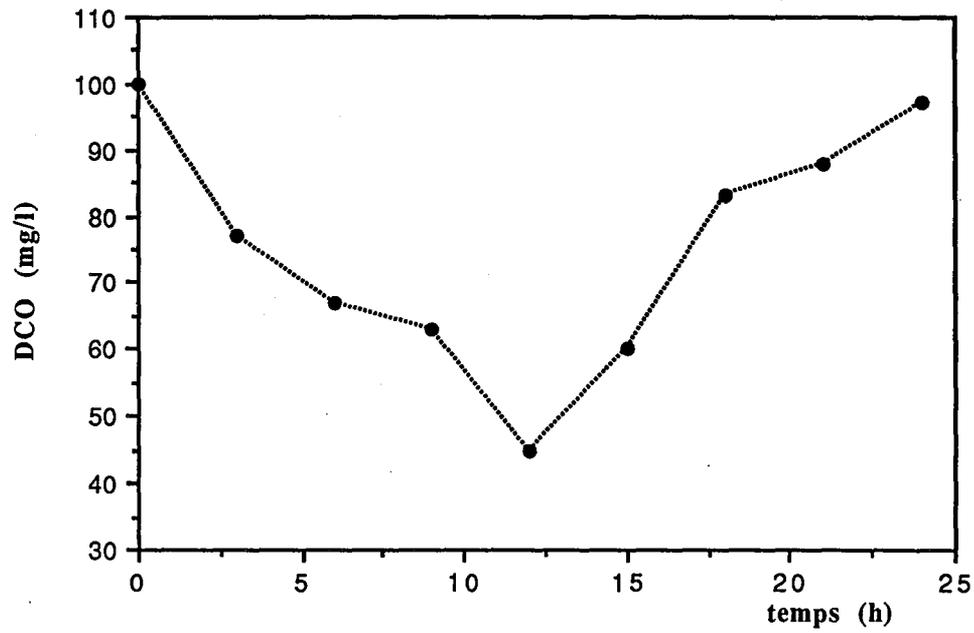


Figure III.25 : Evolution de la pollution carbonée

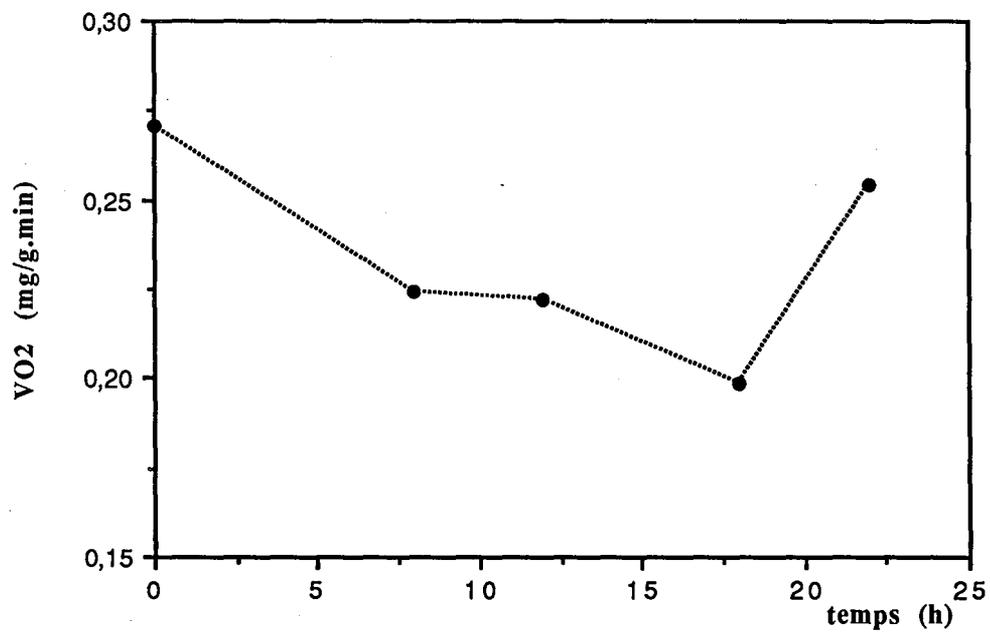


Figure III.26 : Evolution de la vitesse spécifique de consommation de l'oxygène

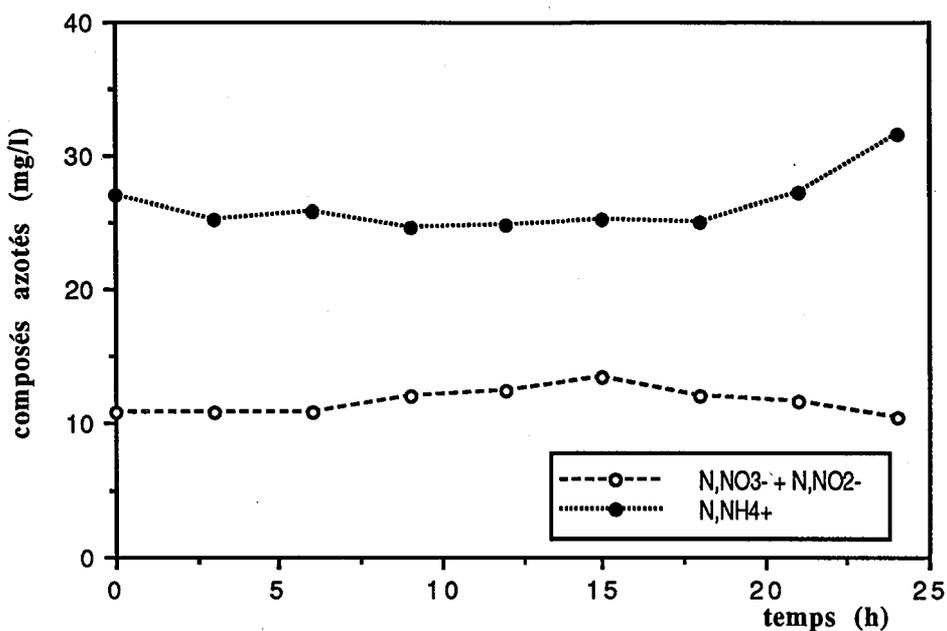


Figure III.27 : Evolution des composés azotés

En résumé : Le fonctionnement en aération séquentielle permet l'élimination des ions nitrite + nitrate pendant les périodes d'arrêt de la turbine. En revanche, il induit simultanément une augmentation de la concentration en ions ammonium. De plus si les temps d'arrêt de l'aération sont trop longs un processus anaérobie se développe et le rendement de dégradation de la pollution carbonée chute sévèrement. Il semble donc nécessaire d'éviter ces phases anaérobies par une surveillance de la concentration en azote ammoniacal. Les perturbations de l'alimentation en substrat entraînent des variations notables de la DCO en sortie de réacteur et de la vitesse spécifique de consommation de l'oxygène. Une bonne gestion des séquences d'aération doit donc intégrer la variabilité de l'alimentation en pollution.

III.3-CONCLUSIONS

Les performances d'aération des dispositifs mécaniques de surface mesurées en eau claire permettent d'établir une **corrélation générale** entre la **capacité d'oxygénation (CO)** et la **puissance volumique** dissipée dans le réacteur. Ces résultats sont modifiés en présence

de boues activées par la réaction biologique de consommation de l'oxygène et la présence des micro-organismes à l'interface qui diminuent la conductance de transfert de l'oxygène.

Les performances de brassage des turbines de surface sont ensuite évaluées. Elles révèlent qu'une **bonne aération n'implique pas forcément un bon mélange** des floccs bactériens au sein du réacteur. Il est donc nécessaire d'être prudent lors du dimensionnement et de la mise en fonctionnement du couple aérateur / bassin d'aération. Cependant aucun critère général garantissant un brassage correct n'a pu être mis en évidence durant cette étude.

Le suivi de l'évolution du système en aération séquentielle montre que ce type de fonctionnement peut permettre une diminution du coût d'assainissement tout en assurant une qualité correcte du traitement. Il permet de plus la réduction de la quantité d'azote nitreux et nitrique dans le réacteur, ce qui diminue les risques de remontée de boues liés à une dénitrification dans le décanteur secondaire, et permet l'élimination d'une partie de la pollution azotée. Il faut cependant bien définir la durée des cycles d'arrêt et de marche de la turbine afin d'éviter des périodes trop longues de "non aération" qui peuvent entraîner une très nette dégradation de la qualité de l'épuration (augmentation de la DCO en sortie et de la concentration en ammonium). De plus il semble nécessaire de prendre en compte l'évolution de la pollution entrante afin d'estimer, à tout moment, les besoins en oxygène du système.

MODELISATION

CHAPITRE IV- MODELISATION

	page
IV.1-MODELISATION DE L'HYDRODYNAMIQUE	99
IV.1.1-DTS sur le réacteur de 28 litres	99
IV.1.2-DTS sur l'ensemble de l'installation pilote	102
IV.2- MODELISATION DU DECANTEUR	103
IV.3-MODELISATION DU TRANSFERT D'OXYGENE	104
IV.4-MODELISATION DES CINETIQUES BIOLOGIQUES	105
IV.4.1-Elimination de la pollution carbonée	105
IV.4.1.1-Equations cinétiques	105
IV.4.1.2-Estimation des paramètres	106
IV.4.2-Ammonification	111
IV.4.2.1-Equation cinétique	111
IV.4.2.2-Estimation des paramètres	112
IV.4.3-Nitrification	113
IV.4.3.1-Equations cinétiques	113
IV.4.3.2-Estimation des paramètres	113
IV.4.4-Dénitrification	114
IV.4.4.1-Equation cinétique	114
IV.4.4.2-Estimation des paramètres	114
IV.4.5-Consommation d'oxygène	115
IV.4.5.1-Equation cinétique	115
IV.4.5.2-Estimation des paramètres	116
IV.5-MODELE GLOBAL	117
IV.6-CONCLUSIONS	119

Afin de prévoir à priori les séquences d'aération pour une station d'épuration des eaux usées urbaines équipée d'un aérateur de surface et recevant une pollution variable dans le temps, nous proposons dans cette partie, une modélisation des bassins de boues activées à partir de l'ensemble des résultats décrits dans le chapitre précédent.

Les modèles dynamiques de stations d'épuration sont fréquemment utilisés pour la simulation et (ou) le contrôle de l'évolution des procédés. Leur fidélité par rapport à la réalité nécessite généralement un grand nombre de paramètres (dont la plupart ne sont pas directement accessibles par l'expérience) et un lourd travail de calcul. Une modélisation convenable doit donc assurer un bon compromis entre la précision des résultats obtenus et la complexité des calculs qu'ils mettent en oeuvre (HARREMOES et col., 1993).

Nous avons choisi volontairement une modélisation simple reposant sur un nombre limité de paramètres.

IV.1-MODELISATION DE L'HYDRODYNAMIQUE

La détermination du comportement hydrodynamique du pilote a été réalisée par des mesures, en eau claire, de Distribution des Temps de Séjour (DTS) (VILLERMAUX, 1982) ; cette DTS sera supposée identique en présence de micro-organismes (ROCHE, 1989).

Le traceur utilisé est le chlorure de sodium dont la concentration est suivie en continu par une sonde conductimétrique.

IV.1.1-DTS sur le réacteur de 28 litres

Une première expérience est effectuée avec une agitation permanente de la turbine pour les conditions opératoires suivantes :

- débit d'alimentation = $4,74 \text{ l.h}^{-1}$
- Rushton de 5,2 cm immergée à 1 cm
- vitesse de rotation = 700 tr.min^{-1}
- injection : 2,8 g de NaCl dans 100 ml d'eau

Les résultats reportés sur la figure IV.1 montrent, que dans ces conditions de fonctionnement, le réacteur de 28 litres peut être considéré comme un Réacteur Parfaitement Agité (RPA)

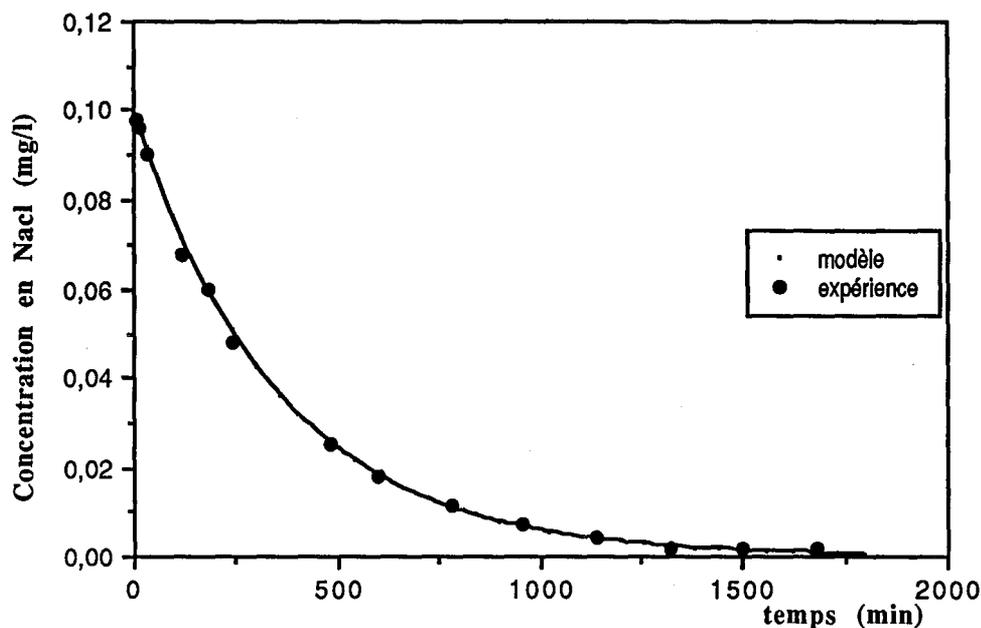


Figure IV.1 : DTS du réacteur sous agitation permanente

En fait lorsque le fonctionnement de l'aérateur est séquentiel le comportement hydrodynamique du réacteur devient plus complexe. Pendant les périodes d'arrêt de la turbine les boues décantent entraînant une diminution du "volume réactionnel effectif", et une zone de forte concentration en biomasse en fond de cuve qui perturbe l'écoulement du liquide. On doit donc s'écarter considérablement du cas du RPA. Cependant quand les périodes d'arrêt de la turbine sont courtes par rapport au temps de séjour hydraulique dans le réacteur, des gradients significatifs de concentration n'ont pas le temps de s'installer au sein de la cuve. Le réacteur devrait donc pouvoir encore être grossièrement considéré dans son fonctionnement global comme un RPA. Pour le vérifier, nous avons effectué une expérience sur le pilote de 28 litres dans les conditions suivantes :

- débit d'alimentation = $4,62 \text{ l.h}^{-1}$ (temps de passage = $V/Q = 6,06 \text{ h}$)
- Rushton de 5,2 cm immergée à 1 cm
- vitesse de rotation = 700 tr.min^{-1}
- aération séquentielle : 2 heures de marche, 2 heures d'arrêt
- injection : 2,8 g de NaCl dans 100 ml d'eau

L'injection du traceur est effectuée au début d'une phase d'agitation. Les résultats obtenus sont représentés sur la figure IV.2. Ils montrent pour ces conditions opératoires assez sévères (temps d'arrêt d'environ 33% du temps de séjour moyen dans la phase liquide) un comportement global du réacteur assez proche de celui d'un RPA. Il faut cependant noter que la présence d'un lit de boues, en fond de cuve, pouvant influencer l'hydrodynamique du réacteur n'est pas pris en compte durant cette manipulation en eau claire. Faute d'estimation plus précise, nous assimilerons dans la suite de cette étude, le réacteur à un RPA, en évitant soigneusement d'utiliser des rapports temps d'arrêt / temps de séjour hydraulique supérieurs à 33 %. Une étude plus détaillée de l'hydrodynamique en aération séquentielle pourrait être entreprise ultérieurement. Elle permettrait, par exemple, d'estimer la variation du volume réactionnel en évaluant la décantation et la compression des floccs bactériens lors des périodes d'arrêt de l'agitation. L'estimation de l'écoulement du fluide dans le lit de boues et dans la partie surnageante reste quant à elle plus délicate à aborder.

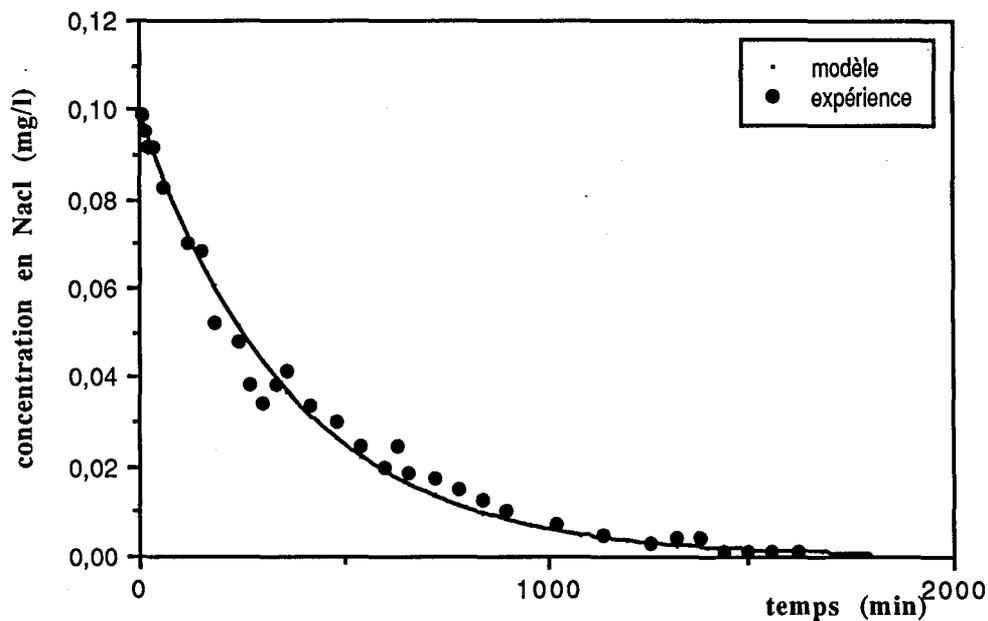


Figure IV.2 : DTS du réacteur sous agitation séquentielle

IV.1.2-DTS sur l'ensemble de l'installation pilote

Cette expérience est effectuée en eau claire avec le réacteur sous agitation permanente. Elle permet de plus de caractériser le comportement hydrodynamique du décanteur dans les conditions suivantes :

- débit d'alimentation = $2,4 \text{ l.h}^{-1}$
- débit de recyclage = $2,3 \text{ l.h}^{-1}$
- Rushton de $5,2 \text{ cm}$ immergée à 1 cm
- vitesse de rotation = 700 tr.min^{-1}
- injection : $3,6 \text{ g}$ de NaCl dans 100 ml d'eau

Les points expérimentaux sont ensuite comparés à des courbes théoriques (figure IV.3) obtenues grâce à un logiciel, disponible au Laboratoire des Sciences du Génie Chimique, déterminant directement la DTS théorique pour une configuration hydraulique fixée à l'avance. La modélisation permet de représenter notre installation pilote par le réacteur (parfaitement agité) et deux cascades de 5 RPA caractérisant pour chacune la partie haute et la partie basse du décanteur (figure IV.4).

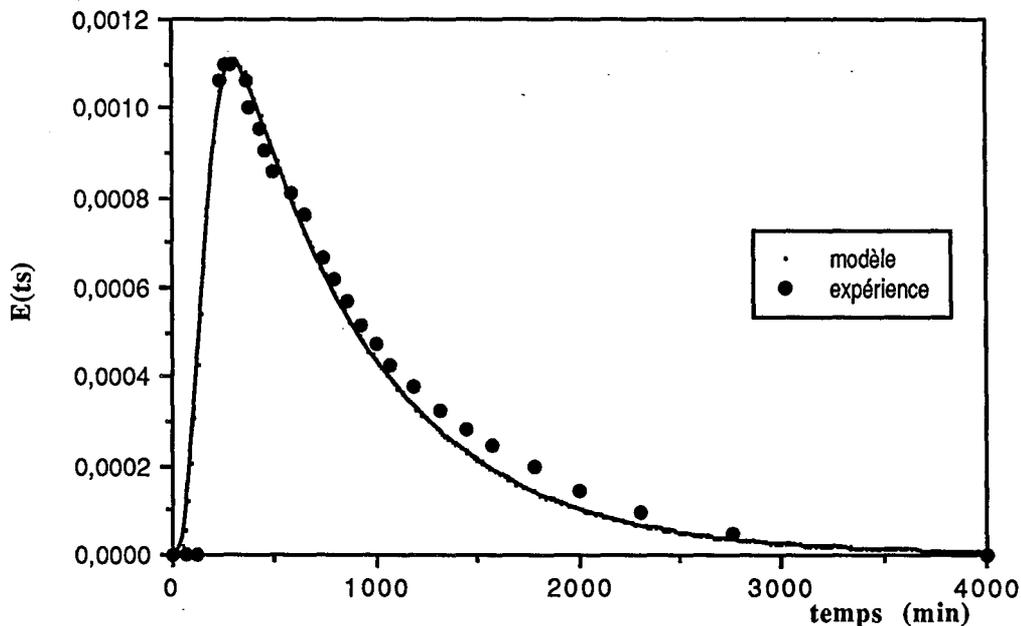


Figure IV.3 : DTS de l'ensemble de l'installation pilote

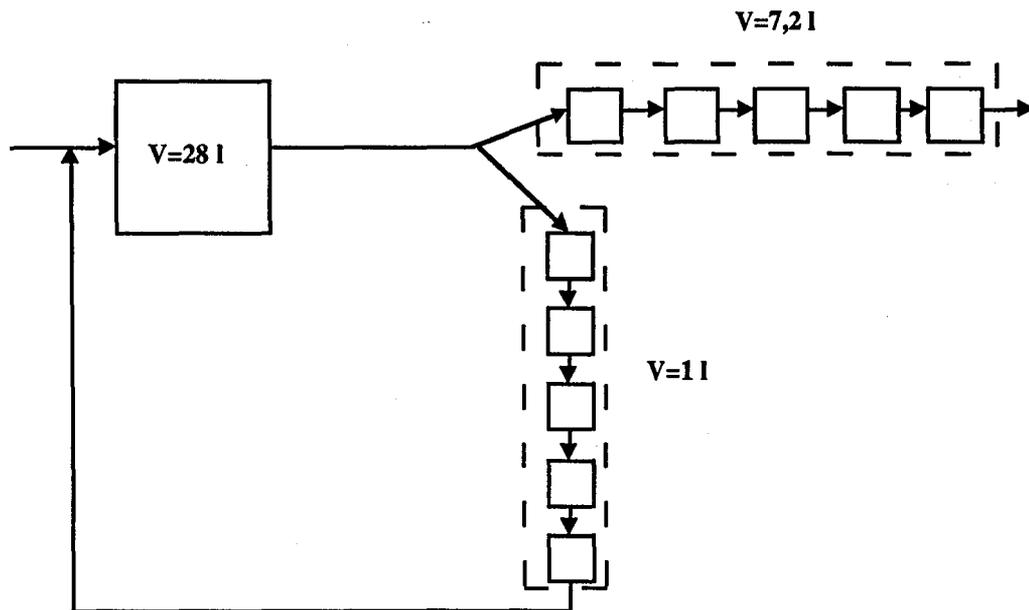


Figure IV.4 : Modélisation hydraulique du pilote

IV.2- MODELISATION DU DECANTEUR

La modélisation s'attache seulement à l'évolution de la concentration en boues activées dans le décanteur ; le fonctionnement hydrodynamique venant d'être caractérisé précédemment.

Le modèle le plus simple, qui consiste à écrire un bilan massique en régime stationnaire sur le décanteur, s'applique bien dans le cas des appareils évoluant sans lit de boues (BOHNKE et col., 1990). Lorsqu'un lit de boue existe la théorie de Kynch est généralement utilisée (CHO, 1989). Cependant cette approche ne tient pas compte des phénomènes de compression qui peuvent être présents dans la couche de forte concentration en biomasse. Différents auteurs ont essayé d'intégrer ce phénomène d'épaississement des boues. Ainsi HULTMAN et col. (1980) proposent un modèle théorique, basé sur la résolution de bilans différentiels de masse et de pression, pour l'évaluation des vitesses de décantation. Cependant la résolution des équations nécessite la détermination de paramètres difficilement mesurables et rend le modèle peu utilisable. KABOURIS et col. (1990) assimilent le décanteur à une succession de couches, parfaitement mélangées, dont la concentration en biomasse évolue de façon croissante vers le bas de l'appareil. Cette modélisation donne de bons résultats, mais nécessite un lourd travail de

calcul et une bonne détermination des paramètres utilisés. Enfin une approche simple mais empirique est proposée par ROCHE et col. (1994). Ce modèle donne de bons résultats sur l'estimation de la concentration en boue au bas du décanteur, mais ne permet pas le calcul de la vitesse de décantation et l'évaluation des profils de décantation dans le lit de boue.

Sur notre installation, l'injection de la liqueur mixte dans le décanteur s'effectue au fond du décanteur et le lit de boues est pratiquement inexistant. Nous utiliserons donc l'approche simple du bilan massique en régime stationnaire, pour évaluer la concentration en biomasse (X_R) dans le recyclage à la sortie du décanteur (figure IV.5).

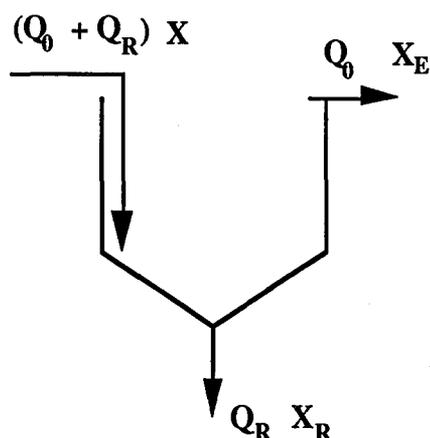


Figure IV.5 : Schéma de fonctionnement du décanteur

La concentration X_R s'écrit :

$$X_R = \frac{(Q_0 + Q_R) \cdot X - Q_0 \cdot X_E}{Q_R} \quad (\text{IV-1})$$

IV.3-MODELISATION DU TRANSFERT D'OXYGENE

Nous reprenons les résultats obtenus dans la partie caractérisant l'oxygénation par agitation mécanique de surface (cf III.1.1.1.2). Ainsi le produit $k_1 \cdot a$ est calculé par la relation :

$$k_1 \cdot a_{(20^\circ\text{C})} = \frac{2,65 \cdot (P/V)}{C_{(20^\circ\text{C})}^*} \quad (\text{IV-2})$$

L'effet de la température est caractérisé par :

$$k_1 \cdot a_{(T)} = \frac{k_1 \cdot a_{(20^\circ C)}}{1,024^{(T-20)}} \quad (\text{IV-3})$$

L'influence de la présence des bactéries sur le transfert est reliée empiriquement à la vitesse de consommation d'oxygène en estimant linéaire la croissance de α en fonction de R_{OX} sur la gamme de vitesses observées (0,15-0,8 mgO₂.l⁻¹.min⁻¹). L'équation utilisée est la suivante :

$$\alpha = 0,462 + 0,556 \cdot R_{OX} \quad (\text{IV-4})$$

IV.4-MODELISATION DES CINÉTIQUES BIOLOGIQUES

Le choix des équations cinétiques utilisées, s'appuie sur des observations expérimentales effectuées sur le pilote de laboratoire et s'inspire largement du modèle proposé par l'IAWPRC.

IV.4.1-Elimination de la pollution carbonée

Le substrat synthétique utilisé est supposé entièrement soluble et biodégradable. La proportion de la biomasse active et de la biomasse inerte reste pratiquement constante (NEVEUX-GUILLUY, 1993) et seule la biomasse totale, évaluée par la mesure des matières sèches, est considérée. La cinétique de dégradation de la pollution carbonée implique seulement la population hétérotrophe, cependant la quantité d'autotrophes est très faible (de l'ordre du pourcent de la biomasse totale) et la biomasse totale est supposée représenter la concentration en micro-organismes hétérotrophes.

IV.4.1.1-Equations cinétiques

La croissance bactérienne est caractérisée par un modèle de *Monod-Herbert* :

$$R_X = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_S + S} \cdot X - K_d \cdot X \quad (\text{IV-5})$$

et la consommation de substrat carboné est proportionnelle à l'évolution de la biomasse :

$$R_s = -\frac{1}{Y} \cdot \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \cdot X \quad (\text{IV-6})$$

En période d'anoxie seule une partie de la population hétérotrophe peut utiliser les ions nitrate et nitrite au lieu de l'oxygène. Les équations utilisées pour la croissance bactérienne et la consommation de substrat sont alors :

$$R_{X_{an}} = \eta_g \cdot \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \cdot X - K_d \cdot X \quad (\text{IV-7})$$

et

$$R_{S_{an}} = -\eta_g \cdot \frac{1}{Y} \cdot \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \cdot X \quad (\text{IV-8})$$

IV.4.1.2-Estimation des paramètres

Les paramètres μ_{\max} , K_s , K_d et Y sont mesurés directement sur le pilote en régime permanent. La méthode de linéarisation utilisée est décrite par CHO (1989). Elle consiste à écrire, pour un RPA en régime stationnaire, les bilans sur le substrat et sur la biomasse.

Le procédé par boues activées peut être simplement représenté par le schéma suivant (figure IV.6) :

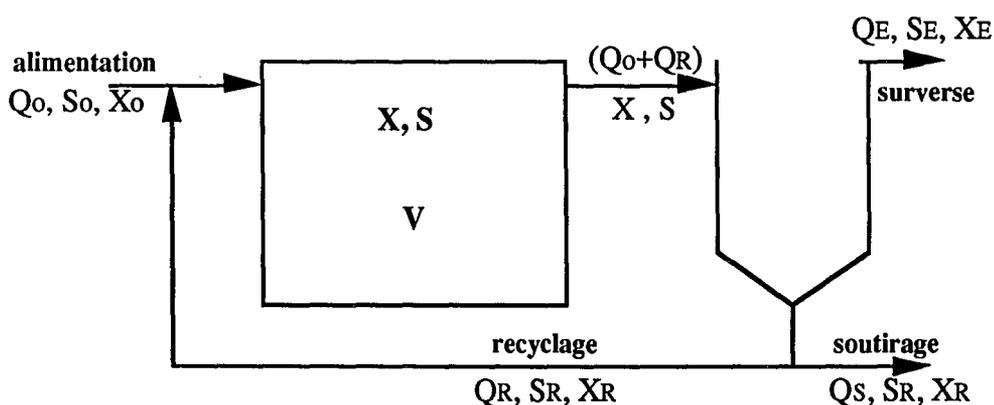


Figure IV.6 : Schéma du procédé de boues activées

Etant donné les difficultés à produire de la biomasse, pour les charges appliquées lors de cette expérience, nous ne soutirons pas de boues durant les déterminations cinétiques ; ainsi le débit Q_S est nul et les débits Q_0 et Q_E sont égaux. De plus le substrat ne contient pas de micro-organismes et donc $X_0=0$. Enfin nous supposons qu'il n'y a pas de réaction biologique dans le décanteur et que par conséquent $S=S_R=S_E$. Les bilans matière, en régime permanent sur l'installation pilote, s'écrivent alors :

*pour le substrat :

$$Q_0 \cdot S_0 + R_S \cdot V = Q_0 \cdot S \quad (\text{IV-9})$$

En intégrant dans cette équation l'expression de la vitesse de consommation du substrat on obtient :

$$\frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_S + S} \cdot \frac{X}{Y} = \frac{Q_0 \cdot (S_0 - S)}{V} \quad (\text{IV-10})$$

d'où finalement :

$$\frac{V \cdot X}{Q_0 \cdot (S_0 - S)} = \frac{K_S \cdot Y}{\mu_{\max}} \cdot \frac{1}{S} + \frac{Y}{\mu_{\max}} \quad (\text{IV-11})$$

*pour la biomasse :

-sur le réacteur :

$$Q_R \cdot X_R + R_X \cdot V = (Q_0 + Q_R) \cdot X \quad (\text{IV-12})$$

-sur le décanteur :

$$(Q_0 + Q_R) \cdot X = Q_R \cdot X_R + Q_0 \cdot X_E \quad (\text{IV-13})$$

En combinant les équations (IV-12) et (IV-13) il vient :

$$R_x = \frac{Q_0 \cdot X_E}{V} \quad (\text{IV-14})$$

En introduisant dans (IV-12), l'âge des boues définit par :

$$\tau_B = \frac{\text{masse de boues dans l'aérateur}}{\text{débit massique de boues quittant le système}} = \frac{V \cdot X}{Q_0 \cdot X_E} \quad (\text{IV-15})$$

on obtient :

$$R_x = \frac{X}{\tau_B} \quad (\text{IV-16})$$

En intégrant à cette dernière équation, l'expression de la croissance bactérienne il vient :

$$\frac{X}{\tau_B} = -Y \cdot R_s - K_d \cdot X \quad (\text{IV-17})$$

d'où finalement, en utilisant l'équation (IV-9) :

$$\frac{1}{\tau_B} = -Y \cdot \frac{(S_0 - S) \cdot Q_0}{X \cdot V} - K_d \quad (\text{IV-18})$$

D'après les équations (IV-11) et (IV-18) il est possible d'obtenir les paramètres μ_{\max} , K_S , K_d et Y en traçant les droites $\frac{V \cdot X}{Q_0 \cdot (S_0 - S)}$ versus $\frac{1}{S}$ et $\frac{1}{\tau_B}$ versus $\frac{(S_0 - S) \cdot Q_0}{X \cdot V}$.

Deux expériences ont été effectuées avec des boues activées prélevées sur la station de Nancy-Maxéville, à deux moments différents de l'année. Ces deux échantillons ont subi la même procédure d'acclimatation au substrat synthétique avant leur utilisation pour les mesures de cinétique. Chaque manipulation consiste à mesurer, pour des débits d'alimentation et de recyclage donnés les concentrations en biomasse dans le réacteur et en surverse du décanteur, ainsi que les concentrations en substrat carboné à l'entrée et à la sortie de l'installation. Les

mesures sont effectuées après deux jours de fonctionnement du système dans des conditions opératoires données, afin d'attendre un état quasi stationnaire.

Les résultats expérimentaux révèlent une certaine différence entre les valeurs obtenues pour l'ensemble des paramètres pour chacun des deux essais (tableau IV.1).

	cinétique 1				cinétique 2			
Q_0 (ml.min ⁻¹)	36,3	37,6	38,7	39,1	33,1	31,6	38	33,7
Q_R (ml.min ⁻¹)	37,3	37,9	38,4	38,2	38	38,1	37,1	38,4
S_0 (mg.l ⁻¹) d'après 8 mesures de DCO	368	421	403	510	803	648	746	337
S (mg.l ⁻¹) d'après 8 mesures de DCO	53	90	83	114	107	88	124	51
X (g.l ⁻¹) d'après 2 mesures de MS sur des échantillons de 25 ml	2,71	2	2,05	1,85	3,43	2,83	2,9	2,37
X_e (g.l ⁻¹) d'après 3 mesures de MES sur des échantillons de 200 ml	0,053	0,08	0,08	0,107	0,15	0,124	0,14	0,045
paramètres cinétiques	$\mu_{\max} = 0,65 \text{ j}^{-1}$ $K_S = 380 \text{ mg.l}^{-1}$ $K_d = 0,04 \text{ j}^{-1}$ $Y = 0,37 \text{ g(MS). g(DCO)}^{-1}$				$\mu_{\max} = 0,32 \text{ j}^{-1}$ $K_S = 225 \text{ mg.l}^{-1}$ $K_d = 0,026 \text{ j}^{-1}$ $Y = 0,29 \text{ g(MS). g(DCO)}^{-1}$			

Tableau IV.1 : Conditions opératoires et résultats expérimentaux des essais de cinétique

Des paramètres moyens sont finalement retenus. Ils sont calculés à partir des courbes (IV.7) et (IV.8) et ont pour valeurs :

$$\mu_{\max} = 0,43 \text{ j}^{-1}$$

$$K_S = 270 \text{ mg.l}^{-1}$$

$$K_d = 0,034 \text{ j}^{-1}$$

$$Y = 0,33 \text{ g(MS). g(DCO)}^{-1}$$

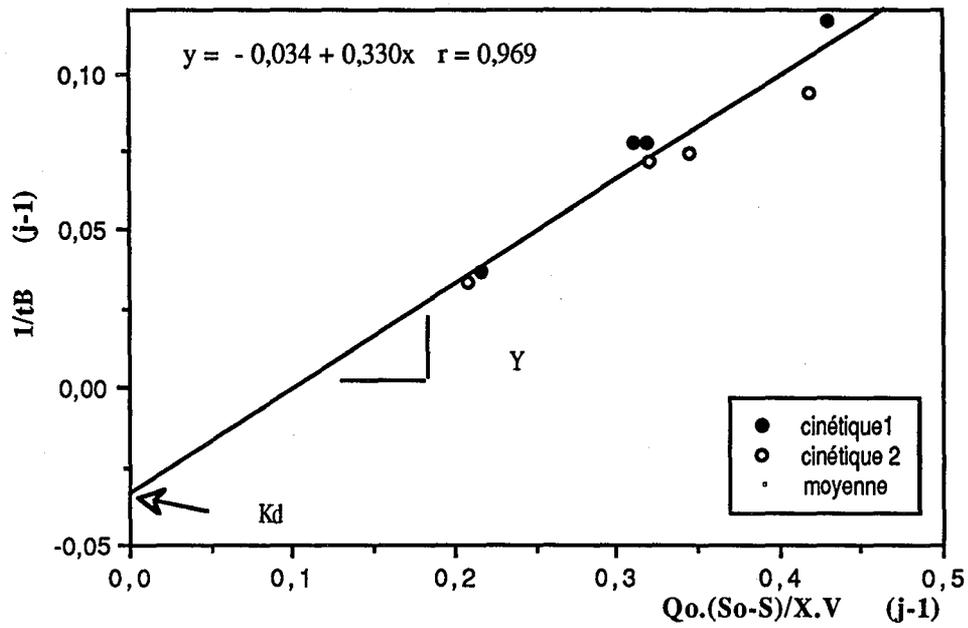


Figure IV.7 : Détermination de Y et K_d

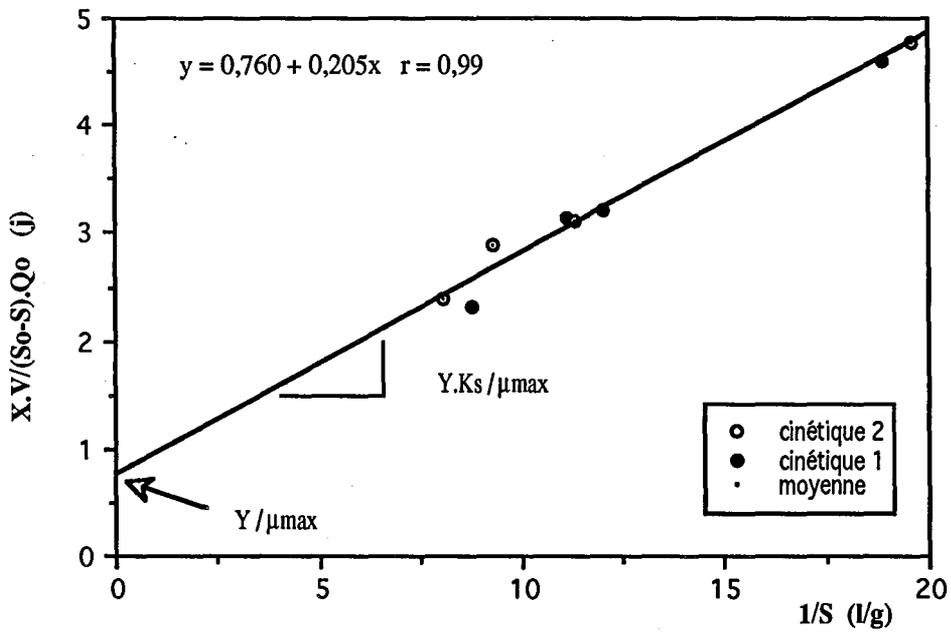


Figure IV.8 : Détermination de μ_{max} et K_s

Les paramètres cinétiques utilisés dans l'expression de *Monod-Herbert*, pour caractériser la dégradation biologique du Viandox, couvrent dans la littérature une large gamme de valeurs. Nos résultats sont en assez bon accord avec certaines d'entre elles mais restent éloignés des valeurs données par l'IAWPRC pour les eaux usées urbaines (tableau IV.2).

Auteurs	substrat	paramètres cinétiques
ELMALEH S. (1976)	Viandox pur	$\mu_{\max} = 8,9 \text{ j}^{-1}$
IAWPRC (1986)	eaux usées urbaines	pour les hétérotrophes $\mu_{\max} = 3-6 \text{ j}^{-1}$ $K_S = 20 \text{ mg.l}^{-1}$ $K_d = 0,2-0,62 \text{ j}^{-1}$ $Y = 0,47 \text{ gMS.g(DCO)}^{-1}$
CHO (1989)	Viandox pur	$\mu_{\max} = 0,64 \text{ j}^{-1}$ $K_S = 243 \text{ mg.l}^{-1}$ $K_d = 0,072 \text{ j}^{-1}$ $Y = 0,394 \text{ gMS.g(DCO)}^{-1}$
NEVEUX (1993)	Viandox pur	$\mu_{\max} = 1,64 \text{ j}^{-1}$ $K_S = 2-100 \text{ mg.l}^{-1}$ $K_d = 0,079-0,149 \text{ j}^{-1}$ $Y = 0,394 \text{ gMS.g(DCO)}^{-1}$

Tableau IV.2 : Paramètres cinétiques de la littérature

L'IAWPRC estime à 80% la proportion des hétérotrophes capables d'utiliser le substrat carboné en période d'anoxie ; nous retiendrons donc pour notre modèle $\eta_g = 0,8$.

IV.4.2-Ammonification

IV.4.2.1-Equation cinétique

Cette réaction est effectuée par la biomasse hétérotrophe, dont le modèle de cinétique de croissance bactérienne est donné précédemment (cf IV.4.1.1). La consommation de l'azote organique est décrite par l'équation :

$$R_{am} = -K_{am} \cdot (N_{org}) \cdot X \quad (\text{IV-19})$$

IV.4.2.2-Estimation des paramètres

Les paramètres liés à l'ammonification sont calculés à partir de mesures effectuées sur l'expérience appelée précédemment cinétique 2.

En considérant qu'il n'y a pas de réaction dans le décanteur, et en utilisant les mêmes notations indicielles que précédemment, le bilan en azote organique sur le réacteur pilote s'écrit, en régime permanent :

$$Q_0 \cdot (N_{org})_0 + R_{am} \cdot V = Q_0 \cdot (N_{org}) \quad (IV-20)$$

En intégrant dans cette équation l'expression de la vitesse de consommation de l'azote organique, on obtient :

$$K_{am} = \frac{Q_0}{V \cdot X} \cdot \left(\frac{(N_{org})_0}{(N_{org})} - 1 \right) \quad (IV-21)$$

Du fait de la faible précision des mesures sur l'azote et du peu de points expérimentaux disponibles, la détermination de cette constante d'ammonification reste assez grossière (tableau IV.3). Les valeurs obtenues pour ce paramètre sont un peu éloignées de la valeur donnée par l'IAWPRC pour les eaux usées urbaines (à 20°C $K_{am}=1 \text{ l.g(biomasse)}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$). Nous utiliserons tout de même dans la suite de cette étude, la valeur moyenne de $K_{am} = 0,08 \text{ l.g(biomasse)}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$.

	cinétique 2			
Q_0 (ml.min ⁻¹)	33,1	31,6	38	33,7
X (g.l ⁻¹) d'après 2 mesures de MS sur des échantillons de 25 ml	3,43	2,83	2,9	2,37
$(N_{org})_0$ (mg.l ⁻¹) d'après 3 mesures	38,7	23,3	24,5	19,2
(N_{org}) (mg.l ⁻¹) d'après 3 mesures	6,9	5,9	4,7	10,4
K_{am} (l.g ⁻¹ .h ⁻¹)	0,1	0,07	0,12	0,03

Tableau IV.3 : Détermination expérimentale de K_{am}

IV.4.3-Nitrification

IV.4.3.1-Equations cinétiques

Du fait de la faible quantité de nitrites présents (de l'ordre de la précision de la mesure de la concentration en azote nitrique + nitreux : 1 mgN.l⁻¹) nous travaillons, par souci de simplicité, sur une concentration globale de nitrate + nitrite, notée (N,NO₃⁻). Par ailleurs notre système évolue avec des concentrations en azote ammoniacal importantes (supérieures à 1 mgN.l⁻¹ qui est la constante de saturation souvent retenue) ; nous considérons donc que l'ammonium n'est pas limitant. Les expressions de la cinétique de croissance des autotrophes et de la production des ions nitrite + nitrate sont alors les suivantes :

$$R_{XA} = \mu_{\max A} \cdot X_A - K_{d-A} \cdot X_A \quad (\text{IV-22})$$

$$R_{nit} = \frac{\mu_{\max A}}{Y_A} \cdot X_A \quad (\text{IV-23})$$

IV.4.3.2-Estimation des paramètres

Du fait de la faible quantité de biomasse autotrophe dans les boues activées, la détermination des paramètres cinétiques liés à la réaction de nitrification est très délicate. Cependant, la nature des boues activées varie peu d'un système à l'autre, ce qui entraîne une certaine homogénéité des paramètres cinétiques de nitrification (HENZE et col., 1986). Ceci rend satisfaisante l'utilisation des valeurs généralement admises dans la littérature. Les paramètres retenus sont (LESSARD, 1993) :

$$Y_A = 0,06 \text{ g(MS).g(NH}_4^+ \text{ oxydé)}^{-1}$$

$$K_{d-A} = 0,006 \text{ h}^{-1}$$

$$\mu_{\max A} = 0,007 \text{ h}^{-1}$$

Etant données, les faibles valeurs de pH mesurées durant nos essais (6,2 < pH < 6,8) nous avons corrigé la valeur de μ_{\max} donnée par LESSARD et col. ($\mu_{\max} = 0,024 \text{ h}^{-1}$) par un facteur 0,3 obtenu pour un pH = 6,5 (WILD et col., 1971). Cette faible croissance de la biomasse autotrophe est en bon accord avec les petites variations de la concentration (N,NO₃⁻)' observées lors des expériences de cinétique.

La concentration en biomasse autotrophe est estimée, pour chaque essai, en régime permanent (généralement en fin d'acclimatation) par l'équation suivante, qui résulte d'un bilan matière :

$$X_A = \frac{Y_A \cdot Q_0 \cdot (N, NO_3^-)'}{\mu_{\max A} \cdot V} \quad (\text{IV-24})$$

IV.4.4-Dénitrification

IV.4.4.1-Equation cinétique

En supposant que la proportion de biomasse active dénitrifiante reste constante dans une boue activée donnée, la vitesse de consommation des ions $NO_3^- + NO_2^-$ peut être modélisée par la relation suivante (EDELIN 1988) :

$$R_{den} = -K_{den} \cdot X \quad (\text{IV-25})$$

IV.4.4.2-Estimation des paramètres

La constante de dénitrification K_{den} est estimée, par simulation, à partir des manipulations en aération séquentielle. En régime transitoire, le bilan sur $(N, NO_3^-)'$ pour le réacteur s'écrit :

$$\frac{d(N, NO_3^-)'}{dt} = \frac{Q_R \cdot (N, NO_3^-)'_R - (Q_R + Q_0) \cdot (N, NO_3^-)'}{V} - K_{den} \cdot X \quad (\text{IV-26})$$

où la concentration $(N, NO_3^-)'_R$ est calculée par un bilan matière sur chacun des cinq RPA en cascade de la partie base du décanteur :

$$\frac{V_{BD}}{5} \cdot \frac{d(N, NO_3^-)'}{dt} = Q_R \cdot [(N, NO_3^-)'_{entrée} - (N, NO_3^-)'_{sortie}] \quad (\text{IV-27})$$

En sortie du cinquième réacteur la concentration correspond à $(N, NO_3^-)'_R$.

L'intégration numérique de ces équations, par la méthode de RUNGE-KUNTA, permet de suivre au cours du temps l'évolution de $(N, NO_3^-)'$, en phase anoxique, pour le fonctionnement

en aération séquentielle de 24 heures de marche et 24 heures d'arrêt de la turbine (cf III.2.1.2). La confrontation des résultats théoriques et expérimentaux (figure IV.9) nous permet, après plusieurs essais successifs, de sélectionner une valeur de $K_{den}=2 \text{ mg(Nnitrifié).g(MS)}^{-1}.h^{-1}$. Cette valeur est en bon accord avec celle proposée par EDELINE (1988) : $K_{den} = 2,7 \text{ mg(Nnitrifié).g(MS)}^{-1}.h^{-1}$

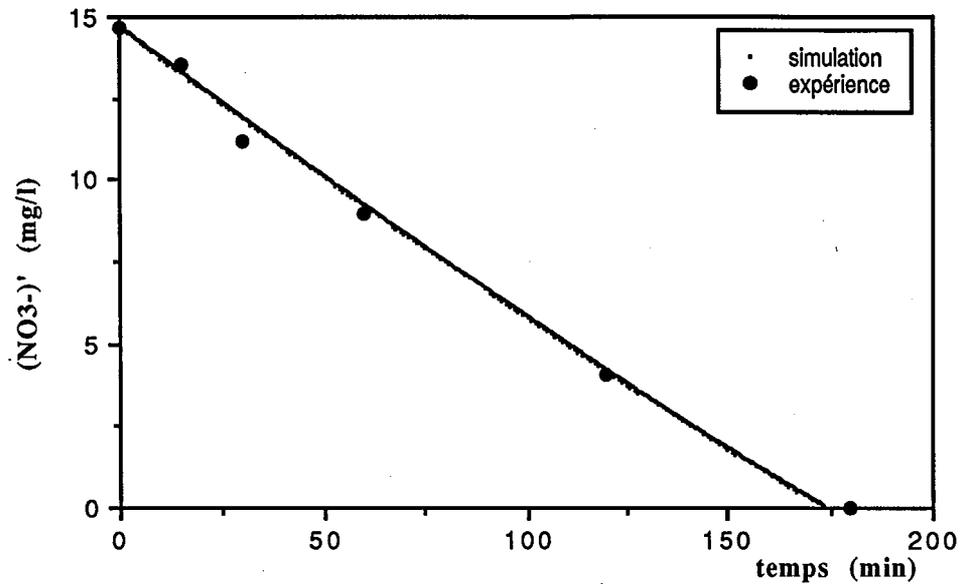


Figure IV.9 : Détermination de K_{den}

IV.4.5-Consommation d'oxygène

IV.4.5.1-Equation cinétique

Les micro-organismes utilisent l'oxygène pour : la dégradation du substrat, la respiration endogène et la nitrification. L'équation utilisée pour modéliser la cinétique de consommation est la suivante :

$$|R_{OX}| = a' \cdot |R_S| + b' \cdot X + 4,33 \cdot |R_{nit}| \quad (\text{IV-28})$$

IV.4.5.2-Estimation des paramètres

Après réorganisation, l'équation (IV-28) peut s'écrire sous la forme d'une équation linéaire de pente a' et d'ordonnée à l'origine b' (figure IV.9). Les vitesses R_s et R_{nit} sont obtenues à partir de bilans matière sur le réacteur en régime permanent.

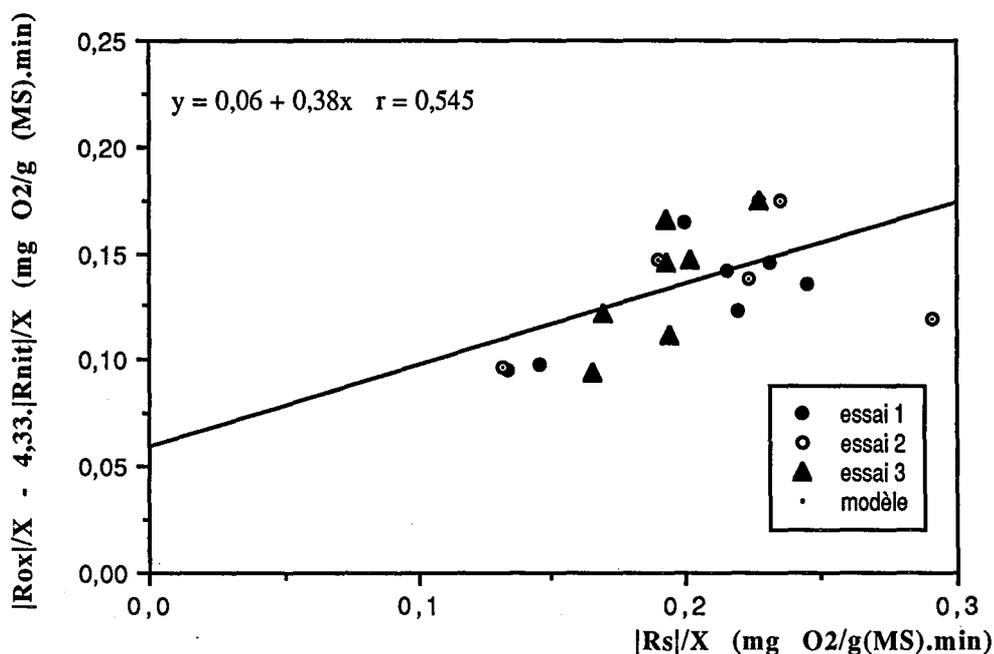


Figure IV.10 : Détermination de a' et b'

Malgré la dispersion des mesures effectuées nous retiendrons de ces résultats expérimentaux les paramètres moyens suivants :

$$a' = 0,38 \text{ gO}_2 \cdot \text{g(DCO réduite)}^{-1}$$

$$b' = 0,0036 \text{ gO}_2 \cdot \text{g(biomasse)}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$$

Ces valeurs sont en bon accord avec celles estimées par NEVEUX-GUILLEY (1993) pour des boues activées de station d'épuration des eaux usées urbaines acclimatées sur du Viandox ($0,24 < a' < 0,73$ et $0,0037 < b' < 0,019$).

IV.5-MODELE GLOBAL

Le modèle global résulte de l'écriture des bilans matière sur l'ensemble des RPA constituant l'installation pilote, pour les différentes périodes de marche et d'arrêt de la turbine d'aération. Les expressions mathématiques de ces bilans sont données pour le réacteur dans le tableau IV.4 et pour le décanteur dans le tableau IV.5

	Périodes aérobies	Périodes d'anoxie
Biomasse totale	$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_R \cdot X_R - (Q_R + Q_0) \cdot X}{V} + R_X$	$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_R \cdot X_R - (Q_R + Q_0) \cdot X}{V} + R_{Xan}$
Biomasse autotrophe	$\frac{dX_A}{dt} = \frac{Q_R \cdot X_{RA} - (Q_R + Q_0) \cdot X_A}{V} + R_{XA}$ avec $X_{RA} = \frac{X_A}{X} \cdot X_R$	$\frac{dX_A}{dt} = \frac{Q_R \cdot X_{RA} - (Q_R + Q_0) \cdot X_A}{V} - K_{da} \cdot X_A$ avec $X_{RA} = \frac{X_A}{X} \cdot X_R$
Substrat carboné	$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_R \cdot S_R + Q_0 \cdot S_0 - (Q_R + Q_0) \cdot S}{V} + R_S$	$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_R \cdot S_R + Q_0 \cdot S_0 - (Q_R + Q_0) \cdot S}{V} + R_{San}$
Azote organique	$\frac{d(N_{org})}{dt} = R_{am}$ $+ \frac{Q_R \cdot (N_{org})_R + Q_0 \cdot (N_{org})_0 - (Q_R + Q_0) \cdot (N_{org})}{V}$	$\frac{d(N_{org})}{dt} = R_{am}$ $+ \frac{Q_R \cdot (N_{org})_R + Q_0 \cdot (N_{org})_0 - (Q_R + Q_0) \cdot (N_{org})}{V}$
NO ₂ ⁻ + NO ₃ ⁻	$\frac{d(NO_3^-)}{dt} = R_{nit} +$ $\frac{Q_R \cdot (NO_3^-)_R + Q_0 \cdot (NO_3^-)_0 - (Q_R + Q_0) \cdot (NO_3^-)}{V}$	$\frac{d(NO_3^-)}{dt} = R_{den} +$ $\frac{Q_R \cdot (NO_3^-)_R + Q_0 \cdot (NO_3^-)_0 - (Q_R + Q_0) \cdot (NO_3^-)}{V}$
NH ₄ ⁺	$\frac{d(NH_4^+)}{dt} = R_{nit} + R_{am}$ $\frac{Q_R \cdot (NH_4^+)_R + Q_0 \cdot (NH_4^+)_0 - (Q_R + Q_0) \cdot (NH_4^+)}{V}$	$\frac{d(NH_4^+)}{dt} = R_{den} + R_{am}$ $\frac{Q_R \cdot (NH_4^+)_R + Q_0 \cdot (NH_4^+)_0 - (Q_R + Q_0) \cdot (NH_4^+)}{V}$
Oxygène	<u>marche de la turbine</u> $\frac{dC}{dt} = R_{OX} + \alpha \cdot k_1 \cdot a \cdot (C_B^* - C) +$ $\frac{Q_R \cdot C_R + Q_0 \cdot C_0 - (Q_R + Q_0) \cdot C}{V}$ <u>arrêt de la turbine</u> $\frac{dC}{dt} = R_{OX} + \frac{Q_R \cdot C_R + Q_0 \cdot C_0 - (Q_R + Q_0) \cdot C}{V}$	Il n'y a plus d'oxygène dissous dans le milieu

Tableau IV.4 : Bilans matière sur le réacteur

Dans le décanteur les bilans matière sont effectués sur chacun des cinq RPA respectivement de la partie basse et de la partie haute. Les concentrations de recyclage correspondent à la sortie du cinquième RPA de la partie basse.

Constituants	Expressions mathématiques
Biomasse totale	$X_R = \frac{(Q_R + Q_0) \cdot X - Q_0 \cdot X_E}{Q_R}$
Biomasse autotrophe	$X_{RA} = \frac{(Q_R + Q_0) \cdot X_A - Q_0 \cdot X_{EA}}{Q_R}$ avec $X_{EA} = \frac{X_A}{X} \cdot X_E$
Substrat carboné	<u>sur la partie haute</u> $\frac{V_{HD}}{5} \cdot \frac{dS}{dt} = Q_0 \cdot (S - S_E)$ <u>sur la partie basse</u> $\frac{V_{BD}}{5} \cdot \frac{dS}{dt} = Q_R \cdot (S - S_R)$
Azote organique	<u>sur la partie haute</u> $\frac{V_{HD}}{5} \cdot \frac{d(N_{org})}{dt} = Q_0 \cdot ((N_{org}) - (N_{org})_E)$ <u>sur la partie basse</u> $\frac{V_{BD}}{5} \cdot \frac{d(N_{org})}{dt} = Q_R \cdot ((N_{org}) - (N_{org})_R)$
Nitrite +nitrate	<u>sur la partie haute</u> $\frac{V_{HD}}{5} \cdot \frac{d(N, NO_3^-)}{dt} = Q_0 \cdot ((N, NO_3^-)' - (N, NO_3^-)'_E)$ <u>sur la partie basse</u> $\frac{V_{BD}}{5} \cdot \frac{d(N, NO_3^-)}{dt} = Q_R \cdot ((N, NO_3^-)' - (N, NO_3^-)'_R)$
Ammonium	<u>sur la partie haute</u> $\frac{V_{HD}}{5} \cdot \frac{d(N, NH_4^+)}{dt} = Q_0 \cdot ((N, NH_4^+) - (N, NH_4^+)_E)$ <u>sur la partie basse</u> $\frac{V_{BD}}{5} \cdot \frac{d(N, NH_4^+)}{dt} = Q_R \cdot ((N, NH_4^+) - (N, NH_4^+)_R)$
Oxygène	D'après des mesures au recyclage la concentration est fixée à 0,3 mg.l ⁻¹

Tableau IV.5 : Bilans matière sur le décanteur

IV.6-CONCLUSIONS

La modélisation proposée repose sur des **expressions cinétiques relativement simples, dont la plupart des paramètres sont évalués expérimentalement** sur le substrat utilisé. Elle intègre : le comportement hydrodynamique du réacteur et du décanteur ainsi que le processus de transfert d'oxygène.

La détermination des divers paramètres cinétiques reste assez grossière. Ceci est essentiellement dû à la précision moyenne des mesures analytiques effectuées en traitement des eaux usées, et au fait que les boues activées constituent un ensemble de micro-organismes ayant chacun leur propre cinétique de consommation des substrats. Les paramètres alors mesurés sont des valeurs moyennes sur des populations, qui malgré les précautions prises (prélèvements dans une seule station, protocole d'acclimatation, attente d'un état quasi stationnaire...), évoluent au cours des différents essais.

Ce modèle doit permettre de simuler le fonctionnement du pilote, pour une alimentation en pollution variable dans le temps et une aération séquentielle. C'est l'objet de la dernière partie de cette étude, qui permettra de confronter les résultats théoriques de simulation avec les valeurs expérimentales.

SIMULATION

CHAPITRE V- SIMULATION

	page
V.1-ALIMENTATION CONSTANTE	123
V.1.1-Aération séquentielle : 2 h de marche - 2 h d'arrêt	123
V.1.2-Aération régulée sur la concentration en oxygène dissous dans le bassin	125
V.2-VARIATION SINUSOIDALE DE L'ALIMENTATION	127
V.2.1-Aération permanente	127
V.2.2-Aération régulée sur la concentration en oxygène dissous dans le bassin	130
V.2.3-Aération séquentielle : 2 h de marche - 2 h d'arrêt	134
V.3-INFLUENCE DE LA VARIATION DES PARAMETRES SUR LA PRECISION DU MODELE	138
V.4-COMPARAISON DE DIFFERENTES STRATEGIES D'AERATION	140
V.5-CONCLUSIONS	143

Les mesures effectuées sur la liqueur mixte vont nous permettre d'estimer, pour différentes conditions d'alimentation et d'aération, la validité et les capacités du modèle précédemment décrit. Ensuite nous évaluerons l'incidence de la variation des paramètres sur la précision du modèle. Enfin nous proposerons un exemple d'utilisation du programme de simulation pour le choix d'une stratégie d'aération.

V.1-ALIMENTATION CONSTANTE

V.1.1-Aération séquentielle : 2 h de marche - 2 h d'arrêt

Les résultats issus de la simulation informatique sont confrontés aux mesures obtenues pour le réacteur pilote agité en permanence (cf III.2.1.3). Les conditions initiales sont obtenues par des mesures sur la liqueur mixte en fin d'acclimatation. L'ensemble des valeurs initiales utilisées pour les simulations présentées dans cette cinquième partie sont regroupées dans l'*annexe D*. La période séparant la mise en fonctionnement transitoire et le suivi d'un cycle est prise en compte lors de la simulation.

Il faut enfin noter que, contrairement aux manipulations suivantes effectuées à 20°C, cet essai s'est déroulé à une température de 26,5 °C dans le réacteur. Ceci est caractérisé par une modification du taux de croissance maximum des bactéries autotrophes (WINKLER, 1981) :

$$\mu_{\max A}(T^{\circ}\text{C}) = \mu_{\max A}(20^{\circ}\text{C}) \cdot \exp(0,11(T-20)) \quad (\text{V-1})$$

Il existe finalement une assez bonne adéquation entre les valeurs théoriques fournies par le modèle et les résultats expérimentaux (figures V.1 et V.2).

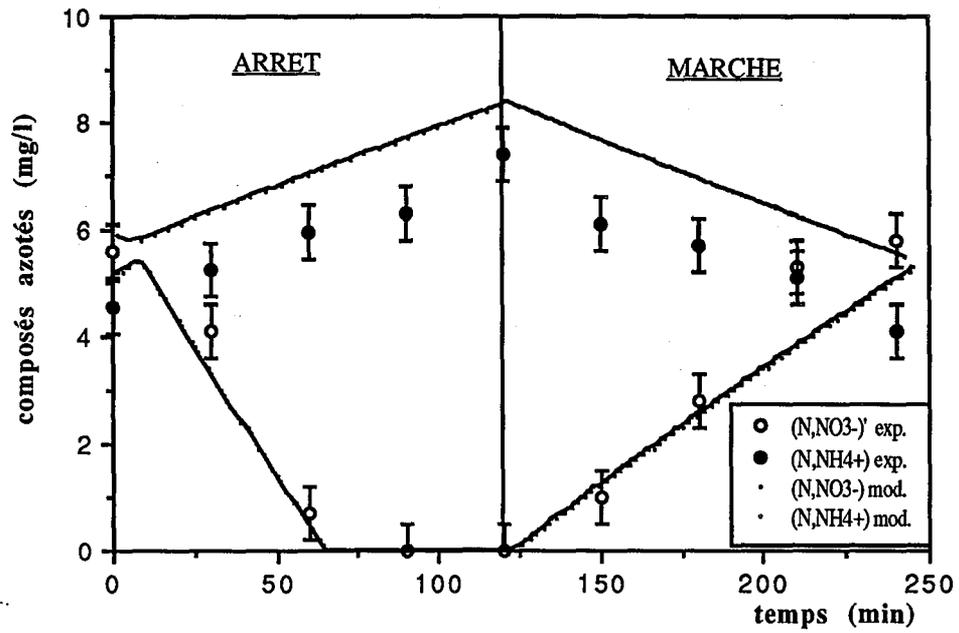


Figure V.1 : Evolution des composés azotés

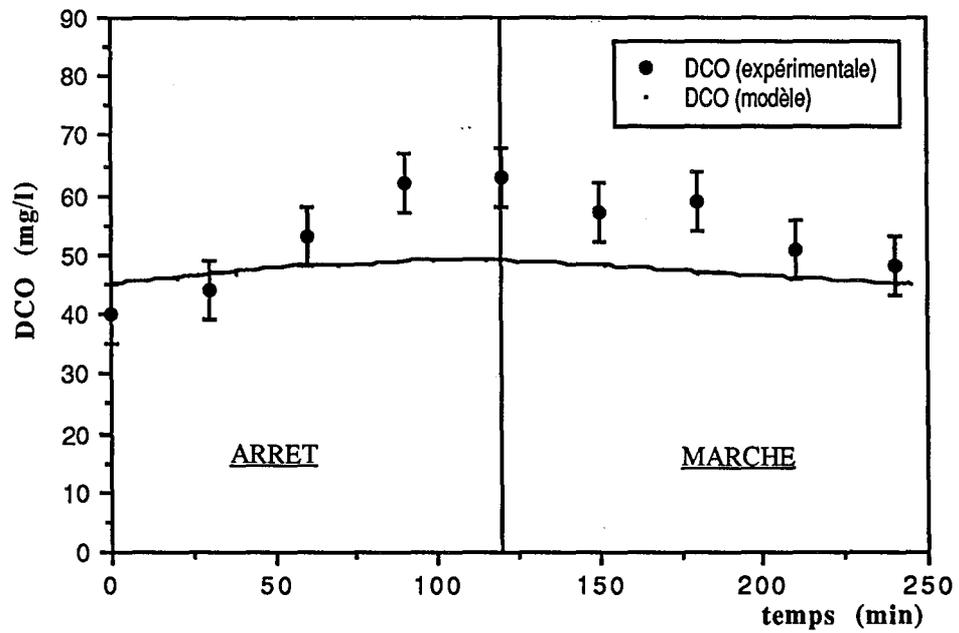


Figure V.2 : Evolution de la DCO

On remarque d'après l'évolution de la DCO que l'utilisation des paramètres cinétiques de dégradation de la pollution carbonée en anoxie reste, malgré une petite divergence entre les points expérimentaux et la courbe théorique en fin de période d'arrêt, globalement acceptable pour les courtes durées d'anaérobiose.

V.1.2-Aération régulée sur la concentration en oxygène dans le bassin

L'arrêt et la remise en marche de l'aérateur sont régulés d'après la concentration en oxygène dans le bassin par l'intermédiaire d'une sonde à oxygène et du micro-ordinateur CubeTM. Le système évolue alors en permanence en phase aérobie. Seule la fréquence des cycles de marche et d'arrêt de la turbine est observée durant cet essai. L'acquisition des données au niveau du micro-ordinateur s'effectue toutes les minutes, ce qui entraîne une précision assez médiocre sur la mesure de la durée des cycles de marche et d'arrêt de l'aérateur. On constate cependant une assez bonne adéquation des résultats théoriques et expérimentaux (tableau V.1).

conditions opératoires	expérience	modèle
N = 450 tr.min ⁻¹ ; c = 1N.cm. X=1,8 g.l ⁻¹ ; S ₀ =273 mgO ₂ .l ⁻¹ 0,5 < C < 2,5 mgO ₂ .l ⁻¹	<u>observation sur 10 cycles:</u> (299 min) temps moyen d'arrêt : 9 min temps moyen de marche : 21 min	<u>observation sur 10 cycles:</u> (307 min) temps moyen d'arrêt : 8 min temps moyen de marche : 23 min
N = 700 tr.min ⁻¹ ; c = 1,6 N.cm X=3,13 g.l ⁻¹ ; S ₀ =592 mgO ₂ .l ⁻¹ 0,5 < C < 3,5 mgO ₂ .l ⁻¹	<u>observation sur 6 heures</u> temps moyen d'arrêt : 7 min temps moyen de marche : 9 min	<u>observation sur 6 heures</u> temps moyen d'arrêt : 7 min temps moyen de marche : 6 min

Tableau V.1 : Séquences d'aération

Les figures V.3 et V.4 représentent respectivement l'évolution de la concentration en oxygène pour les fonctionnements à 450 tr.min⁻¹ et à 700 tr.min⁻¹.

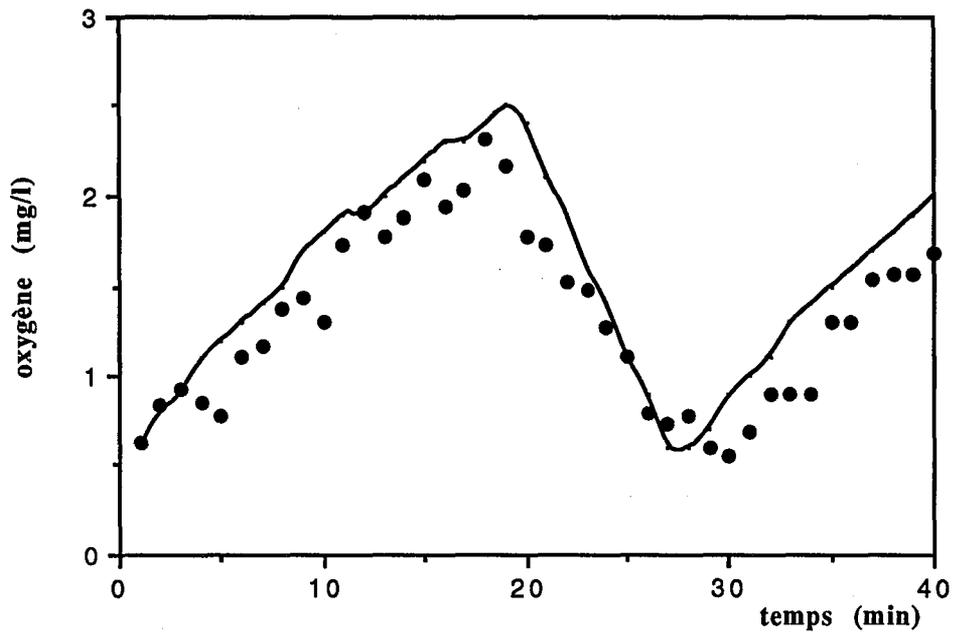


Figure V.3 : Régulation d'oxygène pour l'essai à 450 tr.min⁻¹

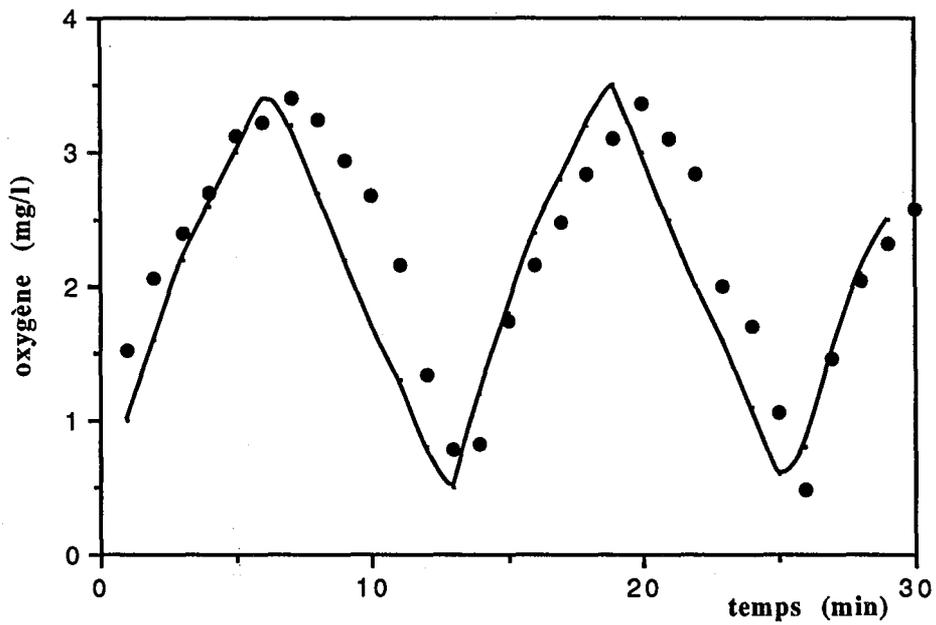


Figure V.4 : Régulation d'oxygène pour l'essai à 700 tr.min⁻¹

V.2-VARIATION SINUSOÏDALE DE L'ALIMENTATION

Afin de nous rapprocher d'un fonctionnement caractéristique des stations d'épuration des eaux usées urbaines, nous appliquons, au système pilote, une variation sinusoïdale du débit et de la concentration d'alimentation (NEVEUX-GUILLY, 1993).

V.2.1-Aération permanente

L'essai est effectué avec une rotation permanente de la turbine à 700 tr.min^{-1} , et une variation sinusoïdale du débit et de la concentration en pollution carbonée à l'entrée du réacteur. Les expressions caractérisant ce flux d'alimentation sont les suivantes :

$$Q_0 = 2,34 + 1,2 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right) \quad (\text{V-2})$$

$$S_0 = 391 + 196 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right) \quad (\text{V-3})$$

avec t en heure, Q_0 en l.h^{-1} et S_0 en $\text{mg O}_2.\text{l}^{-1}$. L'évolution de l'azote organique et de l'ammonium est obtenue par proportionnalité sur la DCO ($110 \text{ mg N-NH}_4^+.\text{l}^{-1} \Leftrightarrow 75 \text{ mg N}_{\text{org}}.\text{l}^{-1} \Leftrightarrow 2070 \text{ mg O}_2.\text{l}^{-1}$).

Il existe une bonne adéquation entre l'expérience et le modèle au niveau des concentrations en biomasse (figure V.5) ce qui montre la validité du modèle simple du décanteur secondaire dans ce cas.

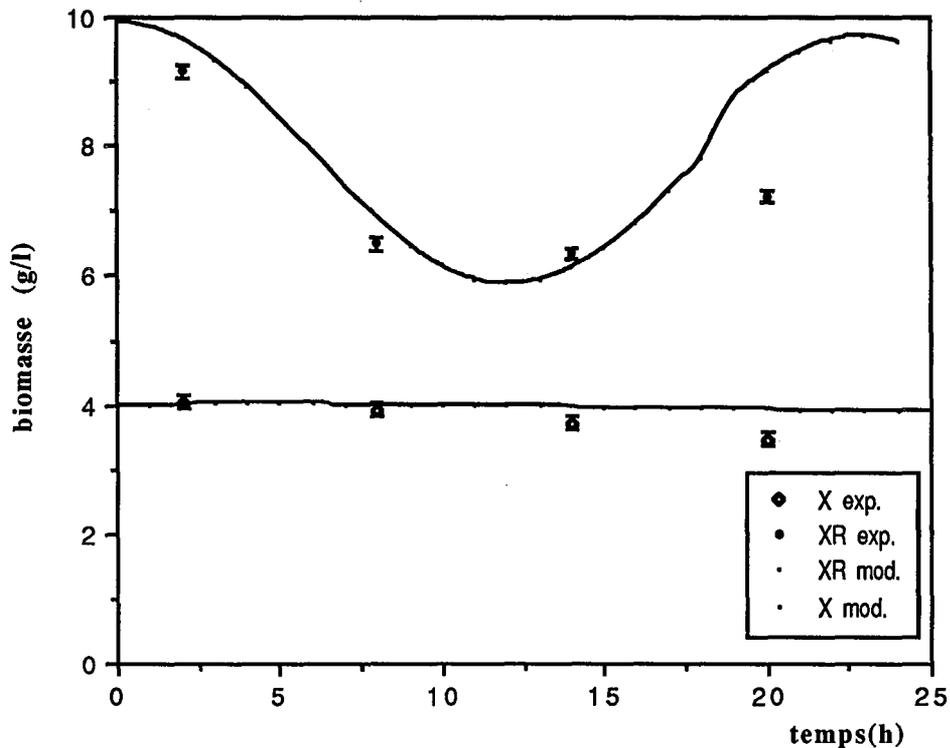


Figure V.5 : Evolution de la biomasse ($IM = 195 \text{ ml.g}^{-1}$)

L'évolution des composés azotés est également bien représentée par la simulation informatique (figure V.6). En revanche les résultats obtenus sur la DCO révèlent une divergence notable du modèle par rapport aux points expérimentaux pour la période de faible alimentation en substrat carboné (figure V.7). Ce phénomène peut être lié au fait que la population bactérienne dégrade différemment la pollution suivant la concentration d'alimentation en substrat. Les paramètres cinétiques évalués pour des moyennes et fortes charges caractérisent alors mal les cinétiques mises en jeu lors d'une faible alimentation en substrat. En fait les relations cinétiques de type *Monod* sont décrites pour des systèmes en régime permanent et ne s'appliquent pas forcément bien à la modélisation des procédés fonctionnant en transitoire.

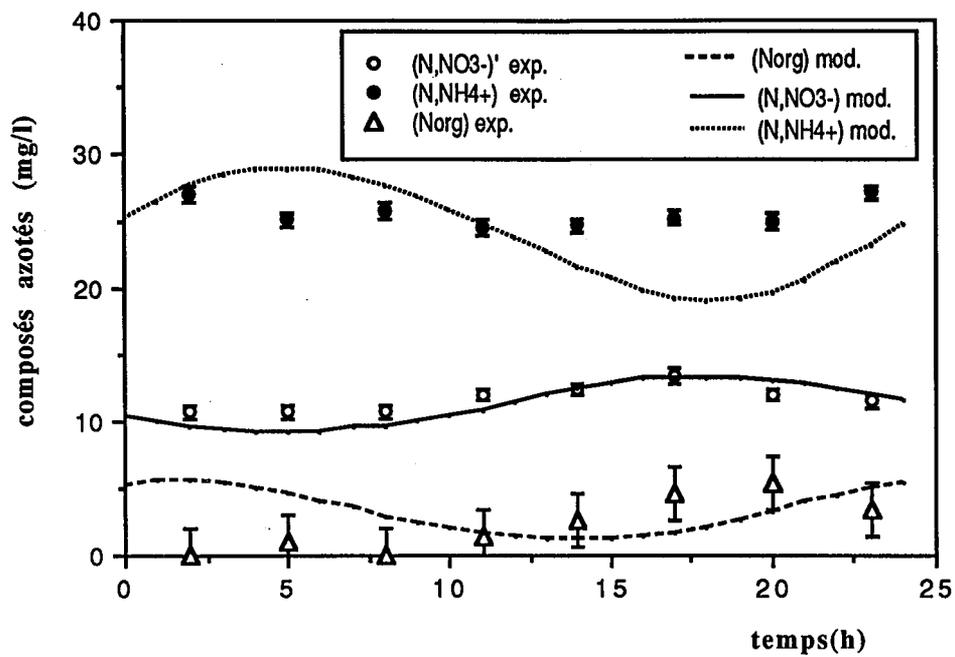


Figure V.6 : Evolution des composés azotés ($6,2 < \text{pH} < 6,4$)

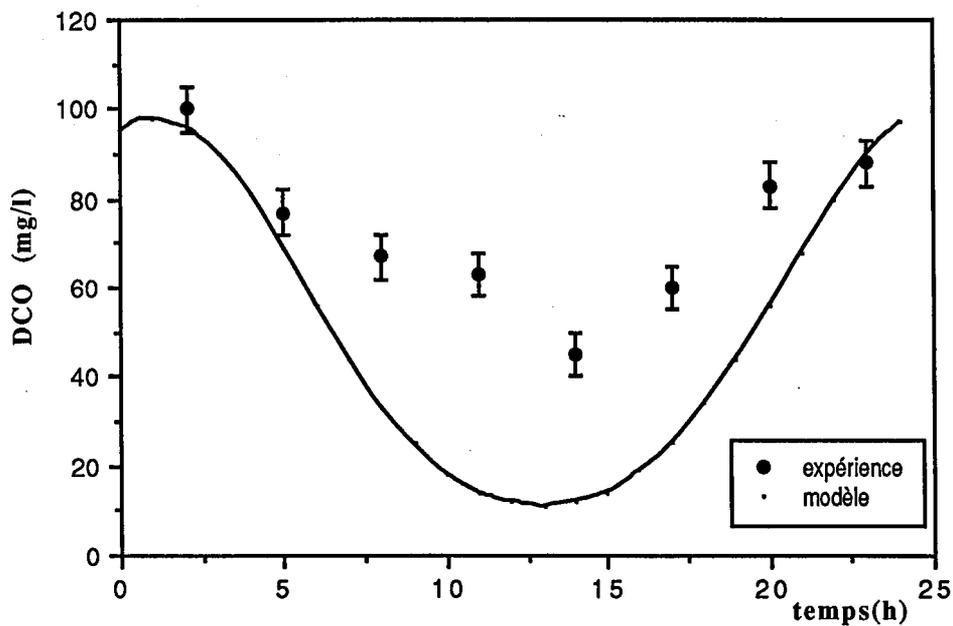


Figure V.7 : Evolution de la DCO

La concentration en oxygène dissous ne semble pas vraiment affectée par les différents phénomènes pouvant intervenir durant les périodes de faible alimentation (figure V.8). Ceci semble indiquer qu'il existe, durant ces périodes, une consommation supplémentaire d'oxygène liée à un substrat qui peut provenir de substances de réserve ou du décès cellulaire.

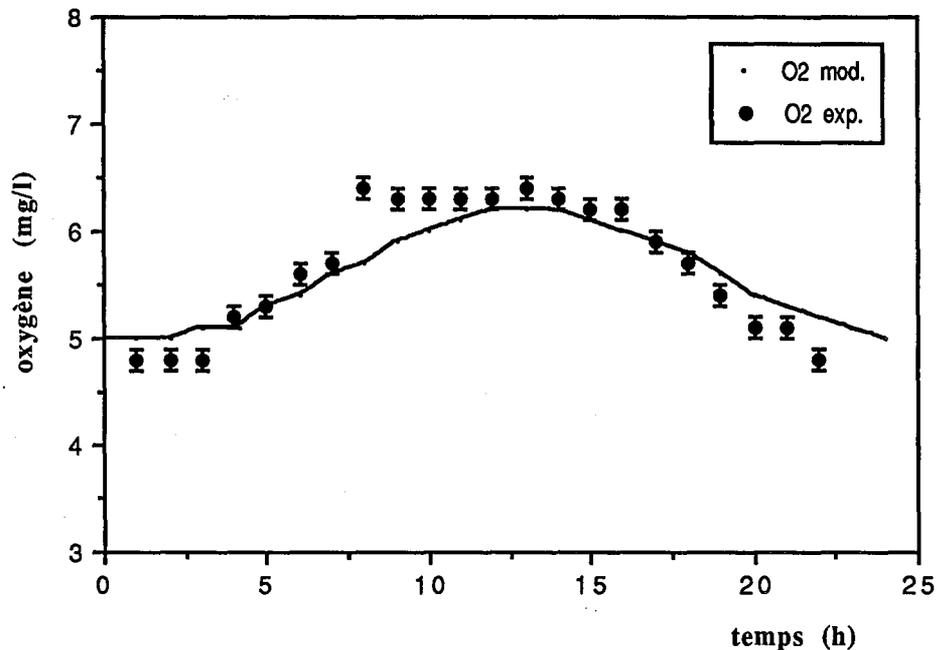


Figure V.8 : Evolution de l'oxygène dissous

V.2.2-Aération régulée sur la concentration en oxygène dissous dans le bassin

La concentration en oxygène dans le réacteur est régulée, grâce à une sonde située en fond de bassin, entre 0,5 et 4,5 mg O₂.l⁻¹. Le système fonctionne ainsi toujours en aérobiose dans les conditions d'alimentation représentées par l'équation (V-2) et la relation :

$$S_0 = 330 + 160 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right) \quad (V-4)$$

avec t en heure et S₀ en mg O₂.l⁻¹.

La courte durée des périodes d'arrêt de la turbine, par rapport au temps de séjour, permet de considérer que les concentrations en éléments polluants sont constamment bien homogènes dans le réacteur. En revanche durant ces phases d'arrêt de l'agitation, les boues décantent et la concentration en biomasse dans l'alimentation du décanteur décroît, ce qui entraîne une diminution de la concentration X_R au recyclage. Ce phénomène n'est pas pris en compte par notre modèle pour les courtes périodes d'arrêt. Cette hypothèse n'affecte pas significativement la concentration en biomasse dans le réacteur (figure V.9).

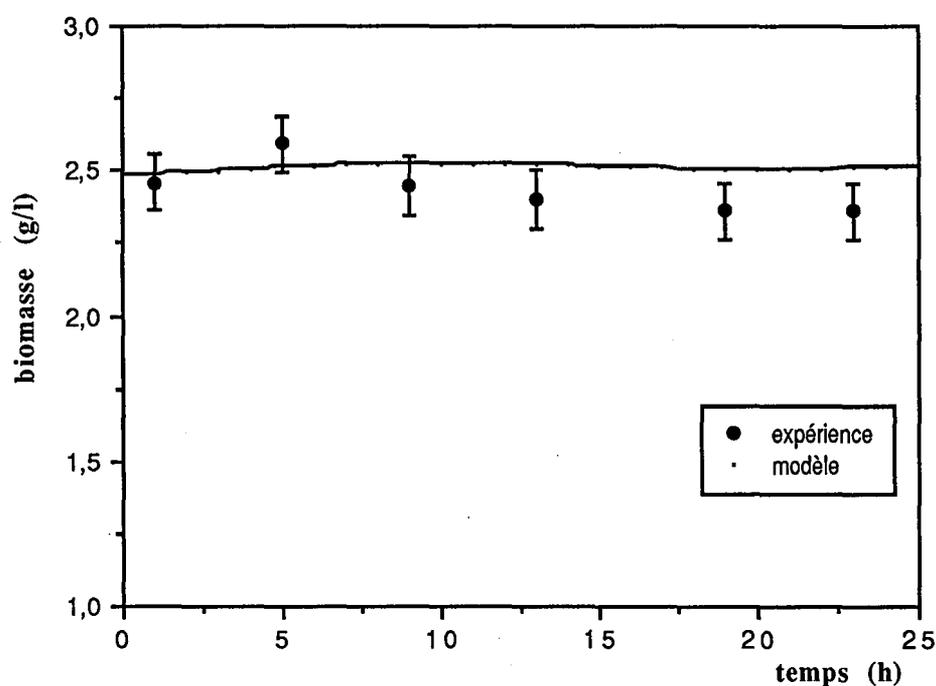


Figure V.9 : Evolution de la biomasse dans le réacteur

Malgré une légère divergence au niveau de la concentration en nitrate + nitrite, les résultats obtenus sur les composés azotés sont globalement satisfaisants (figure V.10).

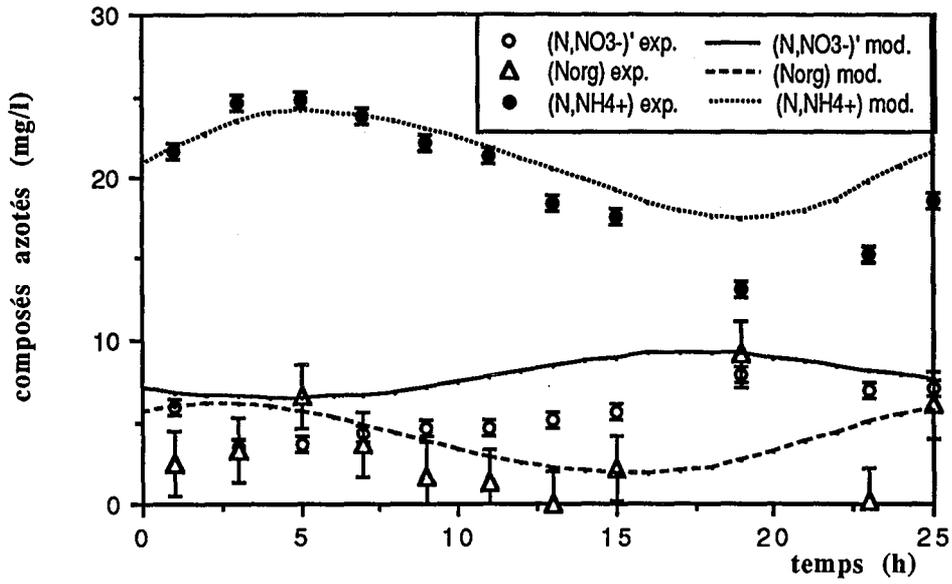


Figure V.10 : Evolution des composés azotés ($6,4 < \text{pH} < 6,8$)

Par ailleurs, on observe pour de la DCO résiduelle (figure V.11) un phénomène identique à celui décrit précédemment (cf V.2.1).

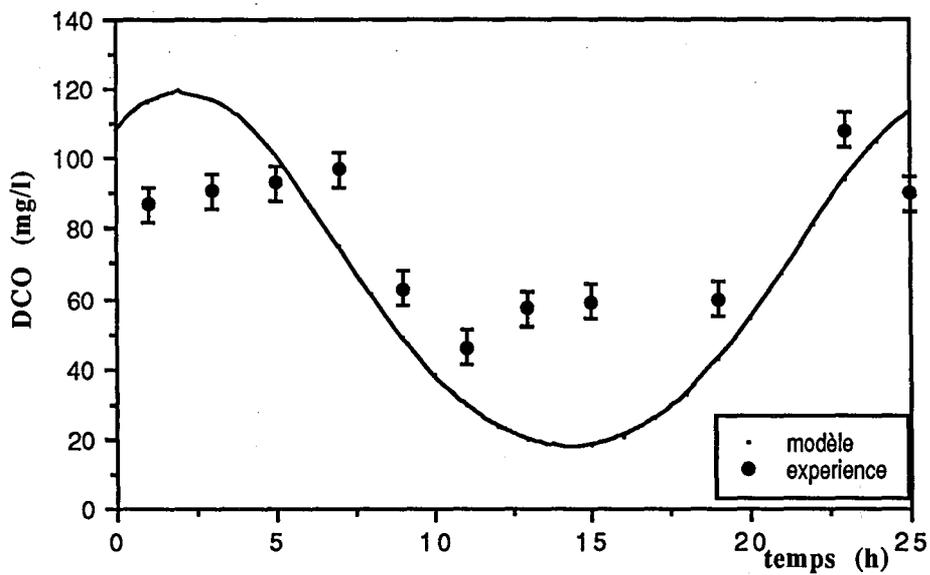


Figure V.11 : Evolution de la DCO

Enfin on compare les séquences d'aération prévues par le modèle et celles effectivement observées sur le pilote (tableau V.2). Il existe une assez bonne adéquation entre les résultats théoriques et expérimentaux pour les périodes de forte alimentation en substrat. En revanche durant les périodes où le flux de pollution entrant dans le réacteur est assez faible, la consommation d'oxygène est sous-évaluée par le modèle. Ceci peut être dû à une forte respiration endogène de la population bactérienne qui n'est pas pris en compte par notre modèle simple .

période	expérience	modèle
0 à 6 heures	+temps de marche :199 min durée moyenne d'une période : 7 min +temps d'arrêt :161 min durée moyenne d'une période : 6 min	+temps de marche :189 min durée moyenne d'une période : 9 min +temps d'arrêt :171 min durée moyenne d'une période : 8 min
6 à 12 heures	+temps de marche :131 min durée moyenne d'une période : 5 min +temps d'arrêt : 229 min durée moyenne d'une période : 8 min	+temps de marche :141 min durée moyenne d'une période : 8 min +temps d'arrêt : 219 min durée moyenne d'une période : 12 min
12 à 18 heures	+temps de marche :167 min durée moyenne d'une période : 7 min +temps d'arrêt : 193 min durée moyenne d'une période : 8 min	+temps de marche :120 min durée moyenne d'une période : 8 min +temps d'arrêt : 240 min durée moyenne d'une période : 15 min
18 à 24 heures	+temps de marche :177 min durée moyenne d'une période : 7 min +temps d'arrêt : 184 min durée moyenne d'une période : 7 min	+temps de marche :157 min durée moyenne d'une période : 8 min +temps d'arrêt : 193 min durée moyenne d'une période : 10 min
sur 24 heures	+temps de marche : 674 min durée moyenne d'une période : 7 min +temps d'arrêt : 766 min durée moyenne d'une période : 8 min	+temps de marche : 607 min durée moyenne d'une période : 7 min +temps d'arrêt : 766 min durée moyenne d'une période :11 min

Tableau V.2 : Séquences d'aération sur 24 heures

Malgré les divergences existant entre l'expérience et la théorie, les résultats de la simulation peuvent donner une bonne idée de la durée des séquences d'aération à appliquer pour diminuer le coût énergétique tout en évoluant en phase aérobie. De plus il faut noter, que le pas de temps de l'intégration (durant la simulation) et de l'acquisition des mesures de concentration en oxygène dans le réacteur est égal à une minute, ce qui altère significativement la précision des valeurs rapportées dans le tableau V.2.

V.2.3-Aération séquentielle : 2 h de marche - 2 h d'arrêt

Durant la période de 2 heures d'arrêt de l'agitation, l'hydrodynamique du réacteur s'écarte de celle d'un réacteur parfaitement agité. Bien que l'allure de la DTS en eau claire pour une aération séquentielle de 2 h de marche et 2 h d'arrêt et un temps de séjour de 6 h, reste globalement proche de celle obtenue pour un RPA, il existe en présence des boues activées un problème d'évolution du "volume réactionnel effectif" engendré par la décantation des floccs bactériens. Ceci rend l'hypothèse d'une hydrodynamique de RPA contestable quand le temps d'arrêt de l'agitation est relativement long (2 h par exemple). De plus durant les longues périodes de "non aération" le système peut évoluer en phase anaérobie. Les cinétiques biologiques utilisées dans le modèle sont caractéristiques d'une évolution en phase d'aérobiose ou d'anoxie et peuvent entraîner des divergences entre les points simulés et les points expérimentaux. Cet essai nous permet donc de tester la validité du modèle dans ces conditions "limites" d'utilisation.

L'évolution de l'alimentation est caractérisée par l'équation (V-2) pour le débit et par la relation suivante pour la concentration en substrat carboné :

$$S_0 = 377 + 188 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right) \quad (V-5)$$

avec t en heure et S_0 en $\text{mg O}_2 \cdot \text{l}^{-1}$.

Les concentrations en ammonium et en azote organique sont évaluées comme précédemment par rapport à la DCO ($110 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{l}^{-1} \Leftrightarrow 75 \text{ mg N}_{\text{org}} \cdot \text{l}^{-1} \Leftrightarrow 2070 \text{ mg O}_2 \cdot \text{l}^{-1}$).

Les résultats obtenus sur la biomasse montrent un bon recouplement des valeurs fournies par le modèle et celles issues de l'expérience (figure V.12). Une modification est cependant apportée au modèle, pour caractériser le fait que le décanteur ne soit pas alimenté en biomasse durant une assez longue période. Ainsi le bilan en biomasse au niveau du décanteur est remplacé, durant les périodes d'arrêt de l'agitation, par $X_R=0$.

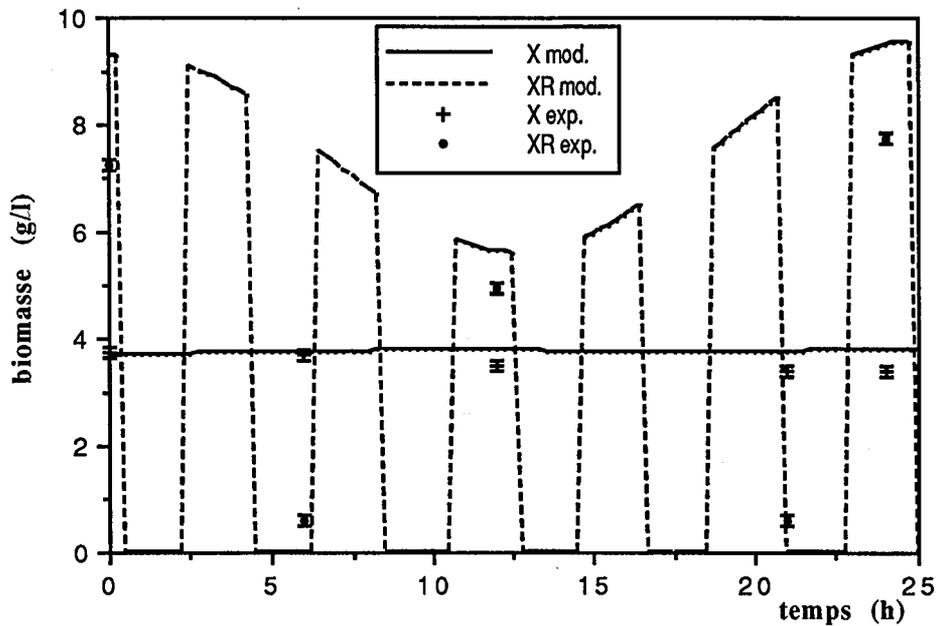


Figure V.12 : Evolution de la biomasse ($IM=175 \text{ ml.g}^{-1}$)

On constate sur la DCO une adéquation des résultats assez similaire à celle obtenue pour les simulations précédentes (figure V.13). La simulation de l'évolution des composés azotés reste grossièrement acceptable malgré une divergence notable au niveau de l'ammonium (figure V.14). Ceci peut être dû au changement de l'hydrodynamique durant les périodes d'arrêt de la turbine.

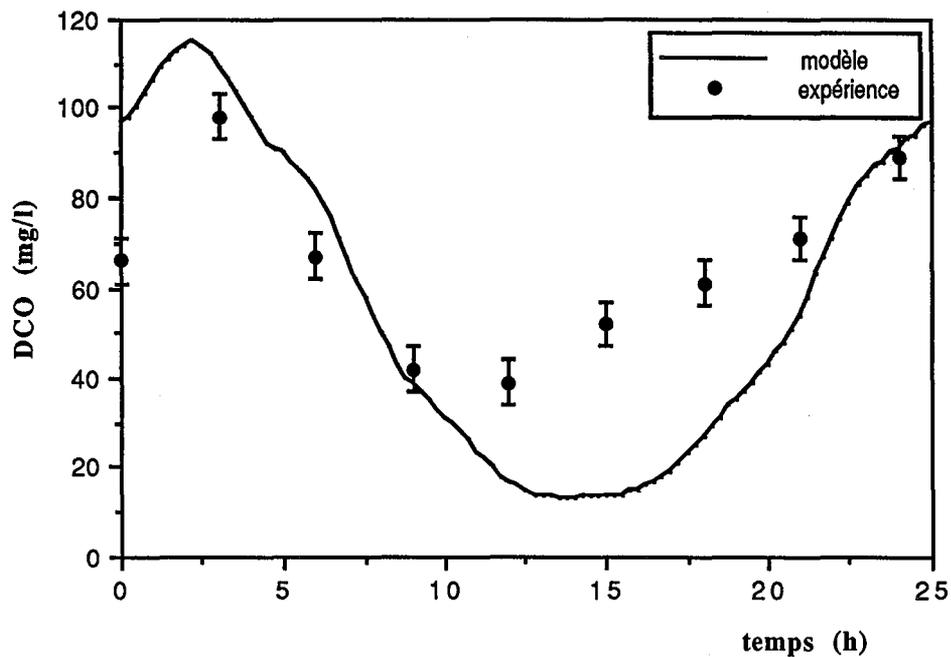


Figure V.13 : Evolution de la DCO

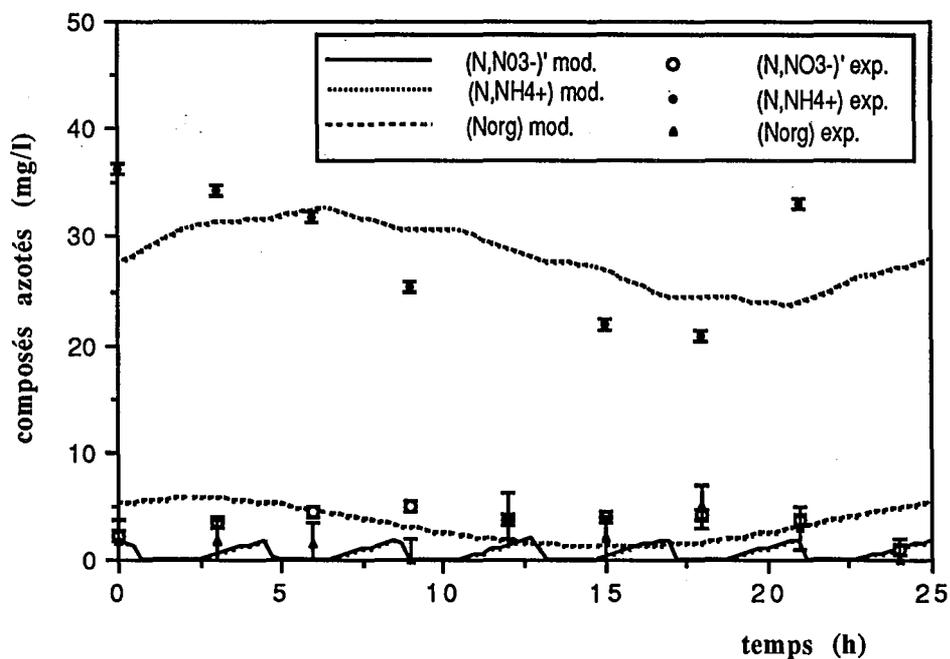


Figure V.14 : Evolution des composés azotés ($6,2 < \text{pH} < 6,7$)

Le suivi de deux cycles d'aération durant la période de faible alimentation montre, encore une fois que malgré les divergences rencontrées sur la DCO, il y a une assez bonne correspondance des valeurs obtenues sur l'oxygène (figure V.15 et figure V.16).

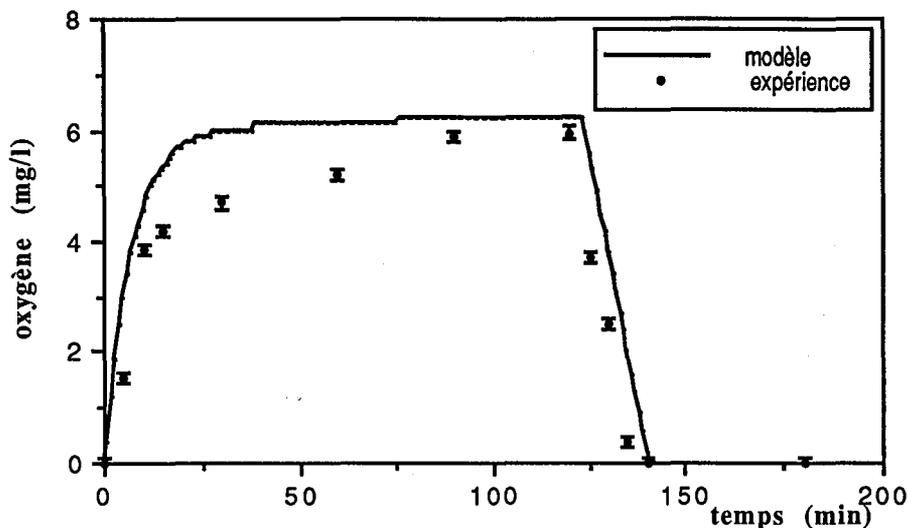


Figure V.15 : Evolution de l'oxygène au cours du 3^{ème} cycle

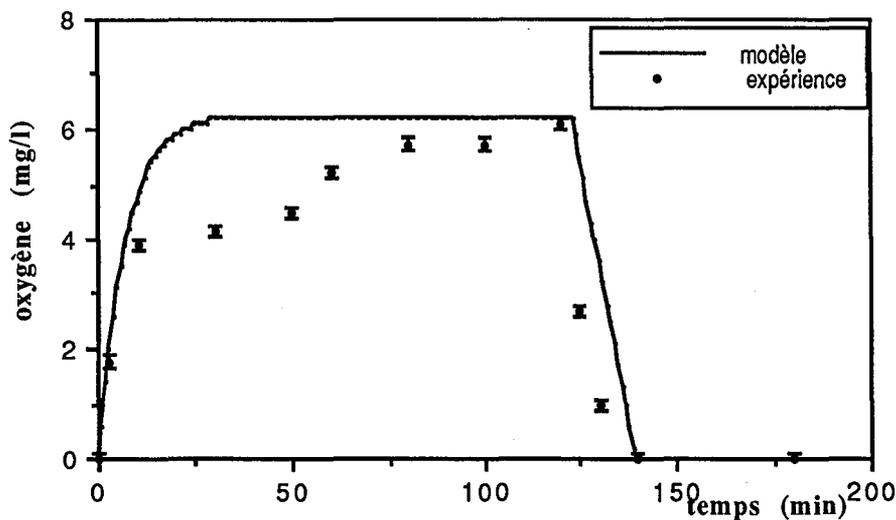


Figure V.16 : Evolution de l'oxygène au cours du 4^{ème} cycle

L'évolution de la concentration n'est pas aussi brutale pour les points expérimentaux que pour le modèle. Ce phénomène, qui a aussi été observé par NEVEUX-GUILLOY (1993), peut être la conséquence d'une forte reprise de la respiration des bactéries dès l'arrivée de l'oxygène.

V.3-INFLUENCE DE LA VARIATION DES PARAMETRES SUR LA PRECISION DU MODELE

L'influence des paramètres est observée sur sept variables d'état : X, X_A, S, (N,NO₃⁻), (N_{org}), (N,NH₄⁺) et la concentration en oxygène. Elle est quantifiée par une valeur moyenne de l'erreur relative, calculée entre les courbes théoriques obtenues sans variation sur les paramètres et celles obtenues avec pour variation Δp de chacun des paramètres considérés. L'erreur relative e_r est donnée par l'expression suivante :

$$e_r(p_i) = \frac{\sum_{j=1}^n \frac{|y_j - y_j^*|}{y_j}}{n} \quad (V-6)$$

p_i : paramètre

y : valeur de la variable au temps indicé j (sans modification des paramètres)

y* : valeur de la variable au temps indicé j (après modification du paramètre p_i)

Etant donnée la faible précision des mesures des paramètres cinétiques utilisés durant cette étude nous calculons l'effet d'une modification (assez importante) de + 25 % de la valeur de chacun de ces paramètres sur les sept variables d'état. Ces variations entraînent des erreurs significatives au niveau des concentrations en polluants et en oxygène (figure V.17). Leur influence sur les concentrations en biomasse (autotrophe et hétérotrophe) est beaucoup moins marquée : de l'ordre de 1 % pour chacun des paramètres.

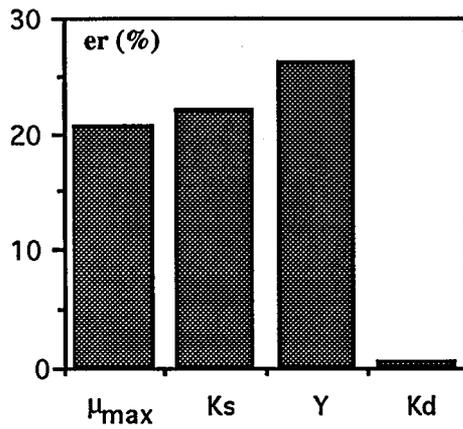


Figure V.17.a : erreur sur la DCO

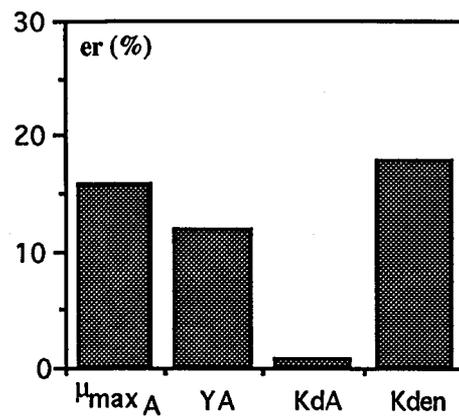


Figure V.17.b : erreur sur (N,NO3-)

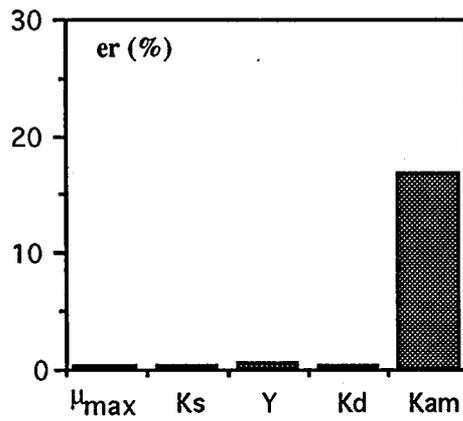


Figure V.17.c : erreur sur (Norg)

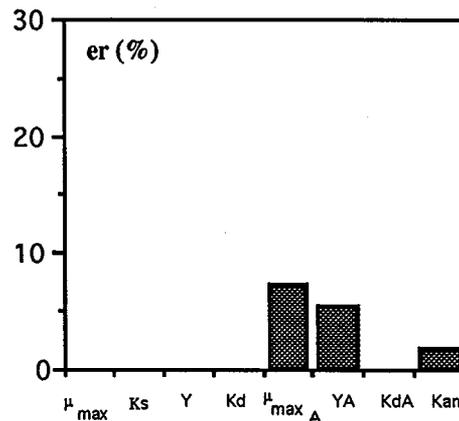


Figure V.17.d : erreur sur (N,NH4+)

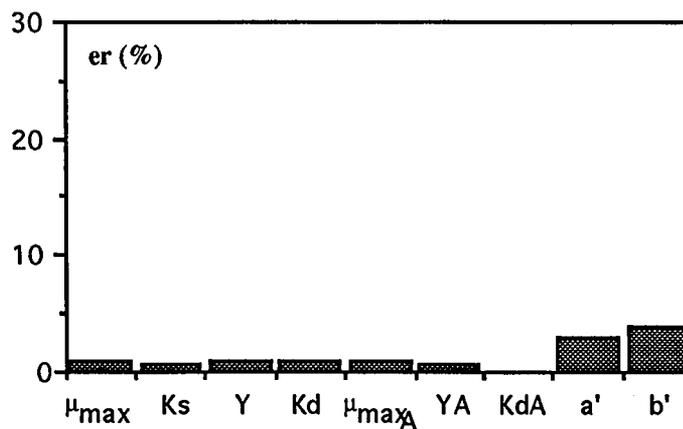


Figure V.17.e : erreur sur l'oxygène

Figure V.17 : Effet d'une augmentation de 25 % de la valeur de chacun des paramètres cinétiques sur certaines variables d'état

L'influence d'une variation des paramètres cinétiques sur la concentration n'est pas très prononcée. En revanche les calculs indiquent qu'une augmentation de 5 % sur la valeur de la conductance $k_{l,a(\text{boue})}$ (par une variation de ASB ou de α) entraîne une modification de 11 % sur les valeurs de la concentration en oxygène. Ceci montre toute l'importance qu'il faut accorder à la modélisation du transfert d'oxygène si l'on veut gérer l'aération des bassins aérobies de boues activées.

V.4-COMPARAISON DE DIFFERENTES STRATEGIES D'AERATION

L'aération séquentielle des bassins de boues activées permet de diminuer considérablement le coût énergétique de l'épuration. Les résultats de simulation⁽¹⁾ reportés dans le tableau V.3 montrent qu'un fonctionnement séquentiel de l'aérateur, réglé sur la concentration d'oxygène dissous dans le bassin, permet de réduire significativement la dépense énergétique tout en gardant constamment des conditions aérobies dans le réacteur biologique.

type d'aération	puissance injectée (W.m ⁻³)	durée totale de marche, sur 24 h	coût énergétique (Wh.m ⁻³)
aération permanente	44,5	24h	1068
régulée entre 0,5 et 3,5 mgO ₂ .l ⁻¹	44,5	8,75 h	390
régulée entre 0,5 et 3,5 mgO ₂ .l ⁻¹	25	16,5 h	410
1 h de marche /1 h d'arrêt	44,5	12h	534
2 h de marche /2 h d'arrêt	44,5	12h	534

Tableau V.3 : Coût énergétique de différentes stratégies d'aération

(1) Toutes ces simulations sont effectuées avec les mêmes conditions d'alimentation et les mêmes concentrations initiales en pollution et en biomasse (annexe D). Les résultats présentés sont ceux obtenus sur le 2^{ème} cycle d'alimentation, c'est à dire 24 heures après le temps initial d'intégration.

Une aération séquentielle non régulée sur l'oxygène peut aussi s'avérer intéressante. En effet, en plus du gain énergétique qu'elle apporte, elle permet, lorsqu'il y a présence de périodes anoxiques, d'éliminer une grande partie des ions nitrite et nitrate (figure V.19). En revanche ce type d'aération entraîne une moins bonne élimination de l'azote ammoniacal que le fonctionnement en conditions aérobies permanentes (figure V.20). Il diminue aussi légèrement les capacités du système à dégrader la pollution carbonée (figure V.21).

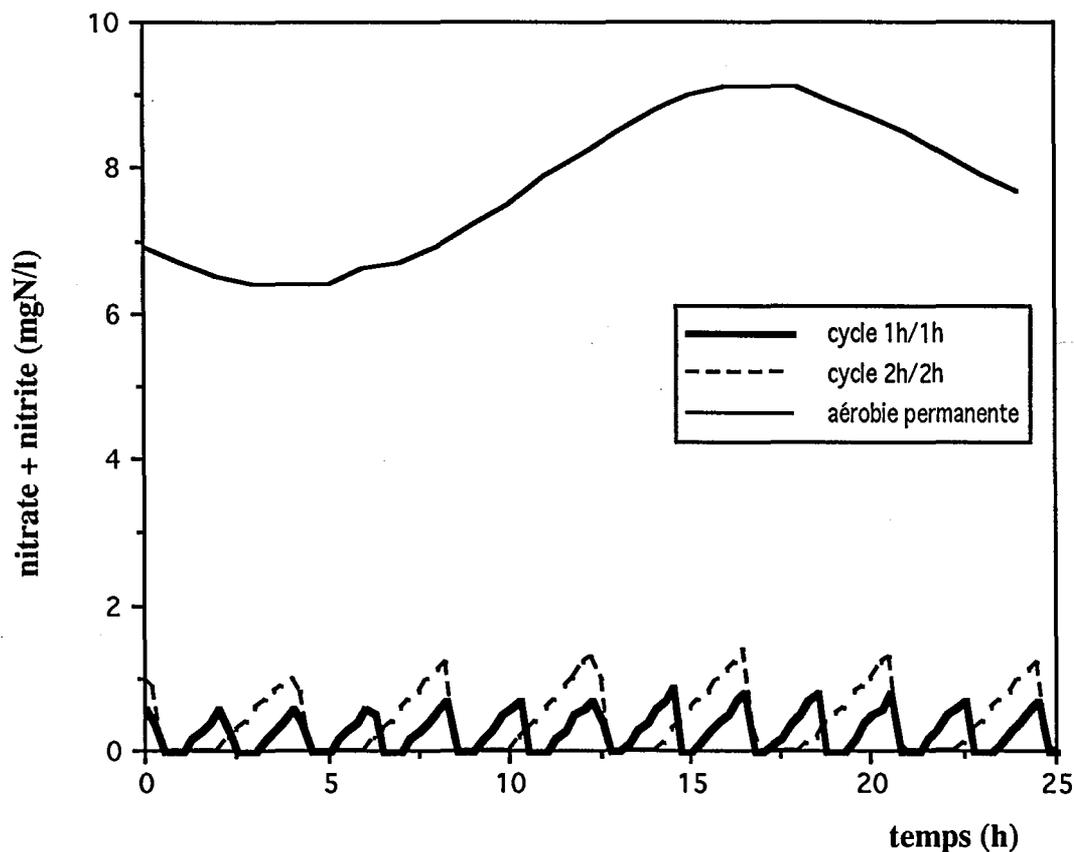


Figure V.19 : Influence des cycles d'aération sur (N, NO_3^-)

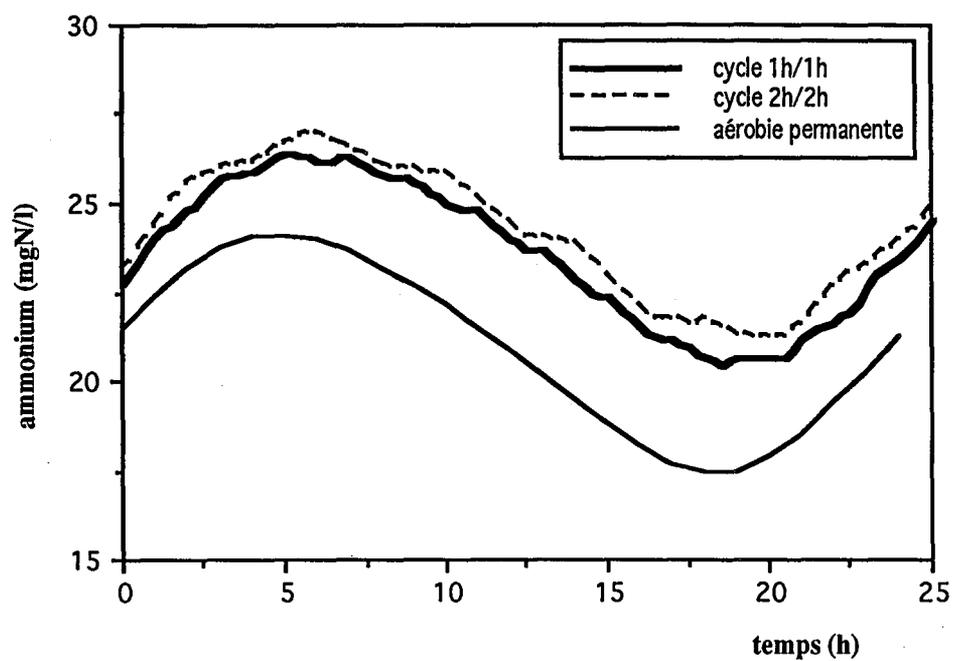


Figure V.20 : Influence des cycles d'aération sur (N, NH₄⁺)

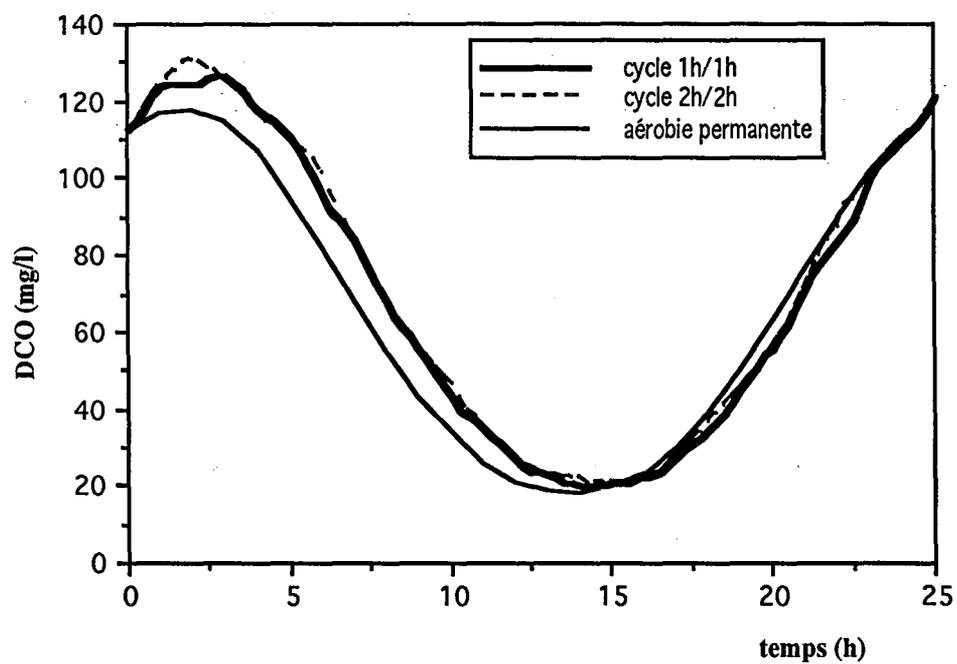


Figure V.21 : Influence des cycles d'aération sur la DCO

En fait le choix de la durée des périodes de marche et d'arrêt de la turbine dépend du système considéré (débit et concentration de l'alimentation, quantité de biomasses, cinétique des réactions biologiques...) et des performances d'épuration recherchées (bonne élimination de la pollution carbonée, élimination des nitrates...). Il faut aussi prendre en compte les problèmes que peuvent entraîner des longues périodes d'arrêt de la turbine: longues phases d'anaérobiose qui détériorent sérieusement la qualité de l'épuration de la pollution carbonée, problèmes de remise en suspension ...

Il n'existe donc pas de "séquence type" d'aération, cependant l'utilisation du programme de simulation développé durant cette étude peut nous permettre d'orienter notre choix.

V.5-CONCLUSIONS

Le modèle proposé représente de façon globalement satisfaisante les résultats expérimentaux obtenus sur un pilote de laboratoire. Certes, certaines divergences existent au niveau de l'estimation de la DCO. Une modélisation plus précise de la dégradation de la pollution carbonée, prenant en compte les phénomènes de création de métabolites et d'utilisation des réserves, devrait entraîner une meilleure adéquation entre l'expérience et le modèle. Cependant il existe **un compromis assez difficile à trouver entre l'adéquation et la simplicité de la modélisation**. Nous avons opté ici pour un modèle simple dont la plupart des paramètres sont évalués expérimentalement.

Le modèle est valable pour des périodes d'arrêt de l'aération relativement courtes par rapport au temps de séjour hydraulique et à la vitesse de dénitrification. Une étude plus précise de l'hydrodynamique du réacteur durant les périodes d'arrêt de la turbine, et une modélisation des réactions biologiques de la dégradation de la pollution, devraient permettre une utilisation plus générale de ce modèle.

CONCLUSION

CONCLUSION GENERALE

En France, les petites stations d'épuration des eaux usées urbaines sont fréquemment équipées d'un aérateur mécanique de surface dont le fonctionnement est généralement alterné, avec des périodes d'agitation et des temps d'arrêt de la turbine. L'objectif de notre travail était d'estimer, sur des pilotes de laboratoire, les performances de ce type d'aération afin d'élaborer des stratégies de fonctionnement de l'aérateur assurant un traitement de bonne qualité pour une dépense énergétique minimale.

Dans un premier temps nous avons étudié et caractérisé l'oxygénation et le brassage par agitation mécanique de surface. Le transfert d'oxygène en eau claire est modélisé par une relation linéaire entre la capacité d'oxygénation et la puissance volumique dissipée dans le réacteur. L'apport spécifique brut d'oxygène a une valeur de $2,65 \text{ kg.kWh}^{-1}$. La cinétique de transfert de l'oxygène est modifiée en présence de boues activées, d'une part par la respiration des micro-organismes et d'autre part par la "présence physique" de floccs bactériens à l'interface gaz-liquide. Une relation empirique a été déterminée pour évaluer la valeur du coefficient α en fonction de la vitesse spécifique d'utilisation de l'oxygène par la biomasse. Enfin la concentration en biomasse (entre $1,5$ et 5 g.l^{-1}) n'a quant à elle, pas d'influence sur ce transfert d'oxygène.

Le travail effectué sur l'homogénéisation et la remise en suspension des floccs bactériens ne nous a pas permis d'évaluer un critère garantissant un mélange correct des bassins de boues activées. En revanche nous avons pu montrer qu'une bonne aération n'entraîne pas systématiquement un bon brassage. Il est donc nécessaire de vérifier que ces deux fonctions sont bien remplies lors du dimensionnement d'une installation munie d'un aérateur mécanique de surface.

L'étude sur pilote en aération séquentielle montre que pour des périodes d'arrêt et de marche de la turbine bien sélectionnées, le système peut assurer une bonne qualité de l'épuration tout en réduisant significativement (de plus de 50 %) la dépense énergétique d'aération. Ce fonctionnement permet aussi de réaliser une dénitrification durant les temps d'arrêt, bien que la décroissance des ions nitrite et nitrate soit généralement accompagnée d'une augmentation de l'azote ammoniacal qui n'est plus nitrifié en période d'anoxie. Ceci réduit considérablement l'intérêt de l'utilisation de ce mode de fonctionnement pour l'élimination de la pollution azotée.

Par ailleurs il est nécessaire d'éviter des périodes trop longues d'arrêt, favorables à une évolution anaérobie. L'optimisation de la durée des cycles d'aération, dépend de paramètres tels que la décantation des floccs bactériens, la variation (en débit et/ou en concentration) de l'alimentation en pollution ou encore le temps de séjour hydraulique dans le réacteur.

Afin d'orienter le choix d'une stratégie d'aération, un modèle permettant de simuler à priori l'évolution du système pour une variation journalière du flux polluant a été proposée. Cette modélisation, dont les équations cinétiques sont fortement inspirées du modèle de l'IAWPRC, s'attache seulement, par souci de simplicité, à la pollution carbonée et azotée soluble directement biodégradable. Elle intègre ainsi un nombre de paramètres assez restreint dont la plupart sont estimés par l'expérience. Les valeurs expérimentales obtenues sur les pilotes de laboratoire sont globalement en bon accord avec celles issues des simulations. Ces valeurs expérimentales suggèrent cependant la formation de métabolites qui ne sont pas prises en compte dans la modélisation proposée.

La poursuite de cette étude devrait, dans un premier temps, s'attacher à évaluer les performances du modèle sur un site réel (ce que nous n'avons pas pu faire sur la station de Fléville qui a été détruite entre temps). La modélisation des cinétiques biologiques pourrait également être améliorée en considérant la création de métabolites et la dégradation de substrats insolubles. On devrait aussi prendre en compte l'influence de l'évolution du volume réactionnel effectif, due à la décantation des boues lors de l'arrêt de la turbine. Il faut cependant remarquer qu'une modélisation plus fidèle des processus physiques et biologiques entraînera un nombre de paramètres plus conséquent dont quelques uns pourraient être inaccessibles à l'expérience. Le modèle sera plus complexe mais n'apportera guère plus à la gestion (ou la commande) des installations d'épuration.

L'étude du brassage des boues activées par agitation de surface pourrait aussi être poursuivie en s'inspirant par exemple des travaux de la littérature concernant le mélange de deux liquides immiscibles, de densité et de viscosité différentes, dans une cuve agitée.

Un modèle global devrait aussi intégrer le décanteur primaire (dans la mesure où celui-ci existe) et le décanteur secondaire en tenant compte de la compression des boues. Il permettrait alors d'établir une stratégie de contrôle visant à optimiser le fonctionnement d'ensemble du procédé d'épuration.

NOMENCLATURE

- ALBERTSON E., DIGREGORIO D., "Biologically mediated inconsistencies in aeration equipment performance", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1975, Vol.47, 976-988
- BARRESI A., BALDI G., "Solid dispersion in an agitated vessel", *Chemical Engineering Science*, 1987, VOL. 42, 2949-2956
- BEBIN J., PICARD M., "Nitrification et dénitrification des eaux résiduaires urbaines avec zone anoxique", *Techniques et Sciences Municipales*, 1979, n°3, 161-167
- BENNETT G.F., KEMPE L.L., "Oxygen transfer mechanisms in the gluconic acid fermentation by *pseudomonas ovalis*", *Biotechnology and Bioengineering*, 1964, Vol. 6, 347-360
- BÖNHKE B., PÖPPINGHAUS K., "Technologie des eaux résiduaires. Production, collecte, traitement et analyse des eaux résiduaires", *Ed. Springer-Verlag Paris*, 1990
- BOON A.G., "Oxygen transfer in the activated sludge process, New processes of waste-water treatment and recovery ", (ed.) *Mattock G., SCI and Ellis Horwood/Wiley*, 1978, 17-33
- BROUZES P., "Précis d'épuration biologique par boues activées", *Technique et Documentation, Lavoisier*, 1973
- BRUXELMANE M., "Comportement hydrodynamique et efficacité de transfert des turbines à disque utilisées comme aérateurs de surface", *International Symposium of Mixing. Faculté Polytechnique de Mons*, 1978, février
- BUSBY J.B., ANDREWS J.F., "Dynamic modeling and control strategies for the activated sludge process", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1975, Vol.47, 1055-1080
- CASEY T.J., KARMO O.T., "The influence of suspended solids on oxygen transfer in aeration systems", *Water Research*, 1974, Vol. 8, 805-811
- CAZEAUDUMEC Y., "Contribution à la modélisation cinétique de l'épuration par boues activées", *Thèse INPL Nancy*, 1983
- CHAPMAN C.M., NIENOW A.W., COOKE M., MIDDLETON J.C., "Particle-gas-liquid mixing in stirred vessels, Part I : Particle-liquid mixing" *Chemical Engineering Research and Design*, 1983, Vol. 61, 71-80
- CHARPENTIER J.C., WILD G., "Absorption avec réaction chimique", *Techniques de l'Ingénieur*, 1983, N° J2640
- CHO S.H., "Modélisation du couplage bassin d'aération-décanteur secondaire d'une station d'épuration des eaux par boues activées", *Thèse INPL Nancy*, 1989
- CHUDOBA J., OTTAVA V., MADERA V., "Control of activated sludge filamentous bulking : effect of hydraulic regime or degree of mixing in aeration tank", *Water Research*, 1973, Vol. 7, 1163-1182
- CHUDOBA J., CECH J.S., CHUDOBA P., "The effect of aeration tank configuration on nitrification kinetics", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1985, Vol. 57, 1078-1083

- DANCKWERTS P.V., "Gas-liquid reaction", *Mac-Graw Hill Book Cy*, 1970
- DEGREMONT, "Memento technique de l'eau", *Technique et Documentation, Lavoisier*, 1989
- DOLD P.L., EKAMA G.A., MARAIS G.V.R., "A general model for the activated sludge process", *Progress in Water Technology*, 1980, Vol. 12, 47-77
- DOLD P.L., MARAIS G.V.R., "Evaluation of the general activated sludge model proposed by the IAWPRC task group", *Water Science Technology*, 1986 Vol. 18, 63-89
- DUCHENE P., HEDUIT A., "Aération et brassage en stations d'épuration : efficacité des divers systèmes", *Informations techniques du CEMAGREF*, 1990, n° 78, 1-7
- ECKENFELDER W.W., FORD D.L., "Engineering aspects of surface aeration design", *22nd Industrial Waste Conference. Purdue University*, 1967, mai, 279-291
- ECKENFELDER W.W., "Gestion des eaux usées urbaines et industrielles. Caractérisation, technique d'épuration, aspect économique", *Technique et Documentation, Lavoisier*, 1982
- EDELIN F., "L'épuration biologique des eaux résiduaires", *Techniques et Documentation, Ed. CEBEDOC*, 1988
- ELMALEH S., BEN AIM R., "Influence sur la cinétique biochimique de la concentration en carbone organique à l'entrée d'un réacteur développant une polyculture microbienne en mélange parfait", *Water Research*, 1976, Vol. 10, 1005-1009
- FAUP G.M., PICARD M., "Modélisation de la nitrification-dénitrification par boues activées avec zone anoxique en tête", *Techniques et Sciences Municipales*, 1982, n°1, 35-41
- GREGORI T., "Influence de l'hydrodynamique sur les performances d'épuration d'un réacteur biologique de traitement d'effluents industriels : cas de l'eau de cokerie", *Thèse INPL Nancy*, 1991
- HALL E.R., MURPHY K.L., "Sludge age and substrate effects on nitrification kinetics", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1985, Vol. 57, 413-418
- HARREMOES P., CAPODAGLIO A. G., HELLSTROM B.G., HENZE M., JENSEN K.N., LYNNGAARD-JENSEN A., OTTERPOHL R., SOEBERG H., "Wastewater treatment plants under transient loading-Performance, modelling and control", *Water Science and Technology*, 1993, Vol. 27, 71-115
- HEDUIT A., "Mesure de performances d'aérateurs : méthode et résultats", *la Tribune du Cebedeau*, 1979, n° 431, 371-381
- HEDUIT A., RACAULT Y., "Essais d'aérateurs : enseignements tirés de 500 essais en eau claire effectués sur 200 stations d'épuration différentes-I méthodologie", *Water Research*, 1983, Vol. 17, 97-103
- HEDUIT A., RACAULT Y., "Essais d'aérateurs : enseignements tirés de 500 essais en eau claire effectués sur 200 stations d'épuration différentes-II résultats", *Water Research*, 1983, Vol. 17, 289-297

- HEDUIT A., DUCHENE P., SINTES L., "Optimization of nitrogen removal in small activated sludge plants", *Water Science and Technology*, 1990, Vol. 22, 123-130
- HENZE M., GRADY C.P.L., GUJER W., MARAIS G.V.R., MATSUO T. "Activated sludge model n°1 by IAWPRC task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment", Report completed July 1986
- HIGBIE R., "The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure", *American Institute of Chemical Engineering*, 1935, 365-389
- HULTMAN B., HULTGREN J., "Deviation from the Kynch's theory in thickening sludges from water treatment plant", *la Tribune du Cebedeau*, 1980, N° 441-442, 375-389
- JU L.K., SUNDARARAJAN A., "Model analysis of biological oxygen transfer enhancement in surface-aerated bioreactors", *Biotechnology and Bioengineering*, 1992, Vol. 40, 1343-1352
- KABOURIS J.C., GEORGAKAKOS A.P., "Optimal control of the activated sludge process", *Water Research*, Vol. 24, 1990, 1197-1208
- KALBKOPF K.H., "Flow velocities in aeration tanks with mechanical aerators", *Water Research*, 1972, Vol. 6, 413-416
- KAUL S.N., NANDY T., "Scale up relationship for pitch blade surface aerator for wastewater treatment facility", *Asian Environment*, 1990, Vol.19, 73-81
- KORMANIK R., "How does tank geometry affect the oxygen transfer rate of mechanical surface aerators", *Water Sewage Works*, 1976, Vol. 123, 64-67
- KUMKE G.W., HALL J.F., OEBEN R.W., "Conversion to activated sludge at Union Carbide's institute plant", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1968, Vol. 40, 1408-1422
- LESSARD P., BECK B., "Simulation dynamique d'une usine de traitement des eaux usées", *Tribune de l'Eau*, 1991, N° 553, 35-50
- LESSARD P., BECK B., "Dynamic modelling of the activated sludge process", *Water Research*, 1993, Vol. 27, 963-978
- LI D., GANCZARCZYK J., "Structure of activated sludge flocs", *Biotechnology and Bioengineering*, 1990, Vol. 35, 57-65
- LI Y., WANG M., SONG C., "A study of modified coefficients α and β of aeration for sewage treatment", *Water Treatment*, 1989, Vol. 4, 47-57
- METCALF, EDDY, "Water resources and environmental engineering", *Ed. McGraw-Hill*, 1972
- MINES R.O., SHERRARD J.H., "Biological enhancement of oxygen transfer in activated sludge process", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1987, Vol. 59, 19-24
- MUELLER J.S., STENDEL H.D., "Biologically enhanced oxygen transfer in activated sludge process", *Research Journal Water Pollution Control Federation*, 1990, Vol. 62, 193-203

- MUNZ C., ROBERTS P.V., "Gas- and liquid-phase mass transfer resistances of organic compounds during mechanical surface aeration", *Water Research*, 1989, Vol. 23, 589-601
- NEVEUX-GUILLOY S., "Influence des variations de flux polluants sur le fonctionnement d'une station d'épuration des eaux usées urbaines par boues activées : cas de la dégradation de la pollution soluble - expérimentation et modélisation", *Thèse INPL Nancy*, 1993
- OGNEAN T., "Aspects concerning scale-up criteria for surface aerators", *Water Research*, 1993, Vol. 27, 477-484
- PACAUD B., "La dénitrification aérobie du nitrate et du nitrite par une souche *Paracoccus denitrificans* cultivée en aérobie ou en anaérobie et par des boues activées", *Thèse INPL Nancy*, 1983
- PALM J.C., JENKINS D., PARKER D.S., "Relationship between organic loading dissolved oxygen concentration and sludge settleability in completely mixed activated sludge process", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1980, Vol. 52, 2484-2506
- PIPES W.O., "Bulking of activated sludge", *Advances in Applied Microbiology*, 1967, Vol. 9, 185-234
- POTIER O., "Etude des stations des eaux usées urbaines par boues activées : modélisation de l'aérateur canal", *Thèse INPL Nancy*, 1993
- PRICE K.S., CONWAY R.A., CHEELY A.H., "Surface aerator interactions", *Journal of the Environmental Engineering Division*, 1973, juin, 283-300
- RAGIL K., "Remise en suspension de boues activées dans un bassin équipé d'un aérateur de surface", *DEA INPL Nancy*, 1993
- RIEGER F., DITL P., HAVELKOVA O., "Suspension of solid particules - concentration profiles and particule layer on vessel bottom", *6th European Conference of Mixing*, 1988, 251-258
- ROCHE N., "Influence de l'hydrodynamique des bassins d'aération sur la décantabilité des boues activées", *Thèse INPL Nancy*, 1989
- ROCHE N., VAXELAIRE J., PROST C., "A simple empirical model for hindered settling in activated sludge clarifier", 1994, à paraître dans *Water Environment Research*
- RODIER J., "L'analyse de l'eau : eaux naturelles, eaux résiduaires, eau de mer", *Dunod Technique*, 1978
- ROQUES H., "Fondements théoriques du traitement biologique des eaux", *Technique et Documentation*, 1980, *Lavoisier*, Vol.1 et Vol.2
- ROUGON R., CAROT B., JELENC R., "Influence des conditions d'utilisation des aérateurs de surface sur leurs performances", *Technique de l'Eau et de l'Assainissement*, 1980, n° 397, 39-47
- ROUSTAN M., ROQUES H., "Les aérateurs mécaniques de surface : Principe et méthode de calcul", *la Tribune du Cebedeau*, 1979, n°426, 193-199

- ROUSTAN M., CHATELLIER P., LEFEVRE F., AUDIC J.M., BURVINGT F., "Separation of the two functions aeration and mixing in oxidation ditches : application to the denitrification by activated sludge.", *Environmental Technology*, 1993, Vol. 14, 841-849
- SCHMIDTKE N.W., HORVATH I., "Scale-up methodology for surface aerated reactors", *Progress in Water Technology*, 1977, Vol. 7, 477-493
- SCHUMPE A., QUICKER G., DECKWER W.D., "Gas solubilities in microbial culture media", *Advances in Biochemical Engineering*, 1982, Vol. 24, 2-38
- SOBOTKA M., VOTRUBA J., PROKOP A., "A two-phase oxygen uptake model of aerobic fermentations", *Biotechnology and Bioengineering*, 1981, Vol. 23, 1193-1202
- STRENTROM M.K., GILBERT R.G., "Effects of alpha, beta and theta factor upon the design, specification and operation of aeration systems", *Water Research*, 1981, Vol. 15, 643-654
- TSAO G.T., "Simultaneous gas-liquid interfacial oxygen absorption and biochemical oxidation", *Biotechnology and Bioengineering*, 1968, Vol. 16, 765-785
- VAN DER KROON G.T.M., "The influence of suspended solids on the rate of oxygen transfer in aqueous solutions", 1969, *Advances in Water Pollution Research*, 219-240
- VASEL J.L., "Commentaires quant aux capacités d'aération de divers procédés d'assainissement", *la Tribune de l'eau*, 1990, Vol. 43, 29-38
- WAKI T., MURAYAMA K., KAWATO Y., ICHIKAWA K., "Transient characteristics of *Paracoccus denitrificans* with change between aerobic and anaerobic conditions", *Journal of Fermentation Technology*, Vol. 58, 1980, 243-249
- WAKI T., KAWATO Y., SHIMATANI Y., ICHIKAWA K., "Dynamic characteristics of *Paracoccus denitrificans* in alternate aerobic-anaerobic continuous cultivations", *Journal of Fermentation Technology*, Vol. 58, 1980, 251-257
- WHEATLAND A.B., BOON A.G., "Aeration and oxygenation in sewage treatment - some recent developments", *Progress in Water Technology*, 1979, Vol. 11, 171-180
- WILD H.E., SAWYER C.N., McMAHON T.C., "Factors affecting nitrification kinetics", *Journal Water Pollution Control Federation*, 1971, Vol. 43, 1845-1854
- WINKLER M.A., "Biological treatment of waste-water", ed. Ellis Horwood, 1981
- ZWIETERING T.N., "Suspending of solid particles in liquid by agitators", *Chemical Engineering Science*, 1958, Vol. 8, 244-253

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

a	: aire spécifique d'interface (L^{-1})
a'	: constante relative à la cinétique de consommation d'oxygène ($M(O_2).M^{-1}(DCO \text{ réduite})$)
a _E	: constante cinétique - Modèle d' <i>Elmaleh-Ben Aïm</i>
A	: surface libre (L^2)
b'	: constante relative à la cinétique de consommation d'oxygène ($M(O_2).M(\text{biomasse})^{-1}.T^{-1}$)
c	: couple ($M.L^2.T^{-2}$)
C	: concentration en soluté au sein du liquide ($M.L^{-3}$)
C _i	: concentration en soluté à l'interface gaz-liquide ($M.L^{-3}$)
C ₀	: concentration en soluté dans l'alimentation ($M.L^{-3}$)
C*	: concentration en soluté à la saturation ($M.L^{-3}$)
C _B *	: concentration en soluté à la saturation dans la liqueur mixte ($M.L^{-3}$)
d _p	: diamètre de particules (L)
D	: diamètre de turbine (L)
D _i	: coefficient de diffusion ($L^2.T^{-1}$)
E	: facteur d'accélération
e _r	: erreur relative
f _S	: fraction maximale de produits stockés dans le floc
g	: accélération de la pesanteur ($L.T^{-2}$)
h	: immersion (L)
H	: hauteur d'eau (L)
i	: inclinaison des pales
j	: nombre d'échantillons
k _g	: coefficient de transfert coté gaz ($L.T^{-1}$)
k _l	: coefficient de transfert coté liquide ($L.T^{-1}$)
K _{den}	: constante de dénitrification ($L^3.M^{-1}.T^{-1}$)
K _{am}	: constante d'ammonification ($L^3.M^{-1}.T^{-1}$)
K _d	: constante de décès (T^{-1})
K _{d-A}	: constante de décès des bactéries autotrophes (T^{-1})
K _{d-H}	: constante de décès des bactéries hétérotrophes (T^{-1})
K _i	: constante d'inhibition ($M.L^{-3}$)
K _S	: constante de saturation ($M.L^{-3}$)
K _{S-am}	: constante de saturation pour la cinétique d'ammonification ($M.L^{-3}$)
K _{S-nit}	: constante de saturation pour la cinétique de nitrification ($M.L^{-3}$)

$K_{S\text{-den}}$: constante de saturation pour la cinétique de dénitrification ($M.L^{-3}$)
K_{SORP}	: coefficient de sorption ($M.L^{-3}$)
L	: dimension caractéristique du bassin d'aération (L)
n	: nombre de pales
N	: vitesse de rotation (T^{-1})
$(N-NH_4^+)$: concentration en azote ammoniacal ($M.L^{-3}$)
$(N-NO_3^-)$: concentration en azote sous forme nitrate ($M.L^{-3}$)
$(N-NO_3^-)'$: concentration en azote sous forme nitrate et nitrite ($M.L^{-3}$)
(N_{org})	: concentration en azote organique ($M.L^{-3}$)
N_{rs}	: vitesse minimale de remise en suspension (T^{-1})
p	: pression ($M.L^{-2}$)
p_i	: pression à l'interface ($M.L^{-2}$)
P	: puissance ($M.L^2.T^{-3}$)
P_{rs}	: puissance minimale de remise en suspension ($M.L^2.T^{-3}$)
R_{am}	: vitesse d'ammonification ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{den}	: vitesse de dénitrification ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{nit}	: vitesse de nitrification ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{OX}	: vitesse de consommation de l'oxygène ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_p	: vitesse de formation des produits ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_S	: vitesse de consommation du substrat ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{San}	: vitesse de consommation du substrat en période d'anoxie ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_T	: taux de transfert du substrat (T^{-1})
R_X	: vitesse de croissance bactérienne ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{XA}	: vitesse de croissance des autotrophes ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{Xan}	: vitesse de croissance des bactéries hétérotrophes en période d'anoxie ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
R_{XH}	: vitesse de croissance des hétérotrophes ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
s	: variable adimensionnelle
S	: concentration en substrat carboné ($M.L^{-3}$)
u	: vitesse en bout de pale ($L.T^{-1}$)
v	: critère de dispersion
V	: volume (L^3)
V_{BD}	: volume de la partie basse du décanteur (L^3)
V_{HD}	: volume de la partie haute du décanteur (L^3)
V_{O_2}	: vitesse spécifique d'utilisation de l'oxygène ($M(O_2).M^{-1}(\text{biomasse}).T^{-1}$)
x	: constante caractérisant N par rapport à la vitesse optimale - <i>Kaul</i>

X	: concentration totale de biomasse (M.L ⁻³)
X _A	: concentration de biomasse autotrophe (M.L ⁻³)
X _H	: concentration de biomasse hétérotrophe (M.L ⁻³)
X ^o	: concentration moyenne dans le réacteur (M.L ⁻³)
X _i	: concentration locale (M.L ⁻³)
X _m	: rapport entre la masse de particules et la masse du liquide
X _S	: concentration de produits stockés dans le floc
Y	: rendement (M(biomasse formée).M ⁻¹ (DCO))
Y _A	: rendement (M(biomasse autotrophe formée).M ⁻¹ (N oxydé))
Y _H	: rendement (M(biomasse hétérotrophe formée).M ⁻¹ (DCOréduite))

symboles grecs

α	: facteur d'accélération biologique : $k_{1,a}$ (boue)/ $k_{1,a}$ (eau claire)
α_{LP}	: constante cinétique - modèle de <i>Luedeking-Piret</i>
β_{LP}	: constante cinétique - modèle de <i>Luedeking-Piret</i>
δl	: épaisseur du film coté liquide (L)
ϕ	: flux d'absorption (M.T ⁻¹ .L ⁻³)
η	: viscosité dynamique (M.T ⁻¹ .L ⁻¹)
η_g	: fraction d'hétérotrophes dénitrifiantes
μ	: taux de croissance (T ⁻¹)
μ_{max}	: taux de croissance maximum (T ⁻¹)
μ_{maxA}	: taux de croissance maximum des autotrophes (T ⁻¹)
ν	: viscosité cinématique (L ² .T ⁻¹)
ρ	: masse volumique (M.L ⁻³)

indices

l	: liquide
p	: particules
E	: sortie de l'installation pilote
R	: recyclage
0	: entrée de l'installation pilote

nombres adimensionnels

Fr	: Froude N^2D/g
Ga	: Galilée Re^2/Fr

N_p : nombre de puissance $P/\rho N^3 D^5$
 N_T : nombre de transfert $k_L a. (v/g^2)^{0,33}$
 Re : Reynolds d'agitation $\rho N D^2 / \eta$

notations

ASB : Apport Spécifique Brut ($T^2.L^{-2}$)
CO : Capacité d'Oxygénation ($M.L^{-3}.T^{-1}$)
OUR : Oxygen Uptake Rate (vitesse de consommation d'oxygène) ($M.L^{-3}.T^{-1}$)

ANNEXES

ANNEXE A

MESURES EFFECTUEES SUR LA STATION DE FLEVILLE (les mesures ont été effectuées pour 5 jours différents)

-Mesures au point A en surface	page 159
-Mesures au point A à 2 m de profondeur	page 160
-Mesures au point B en surface	page 161
-Mesures au point B à 1 m de profondeur	page 162
-Mesures au point B à 2 m de profondeur	page 163

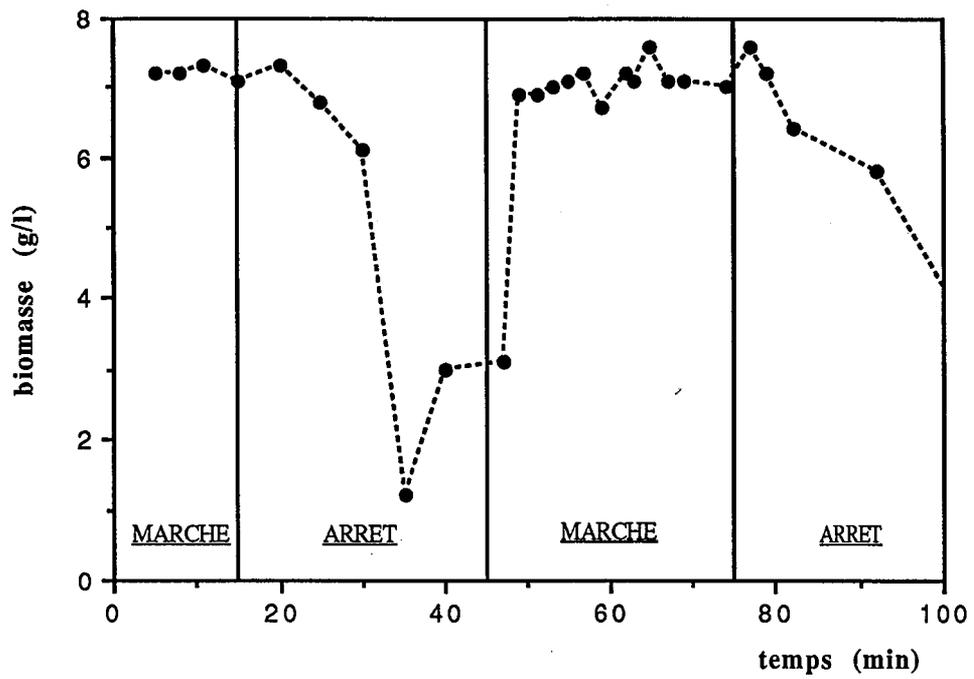


Figure A.1 : Evolution de la biomasse (A-surface)

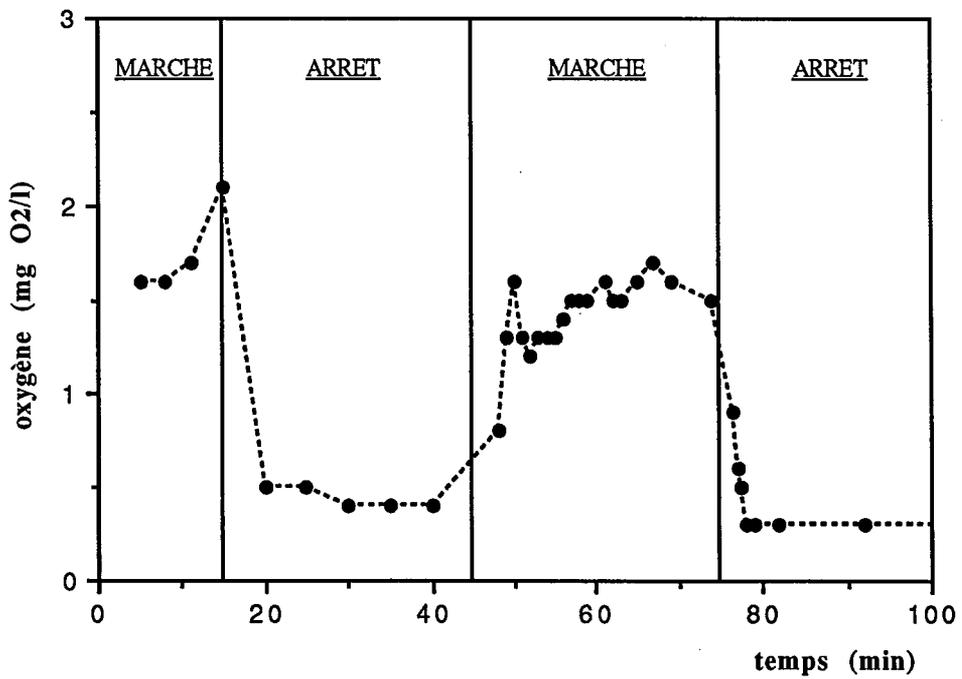


Figure A.2 : Evolution de l'oxygène dissous (A-surface)

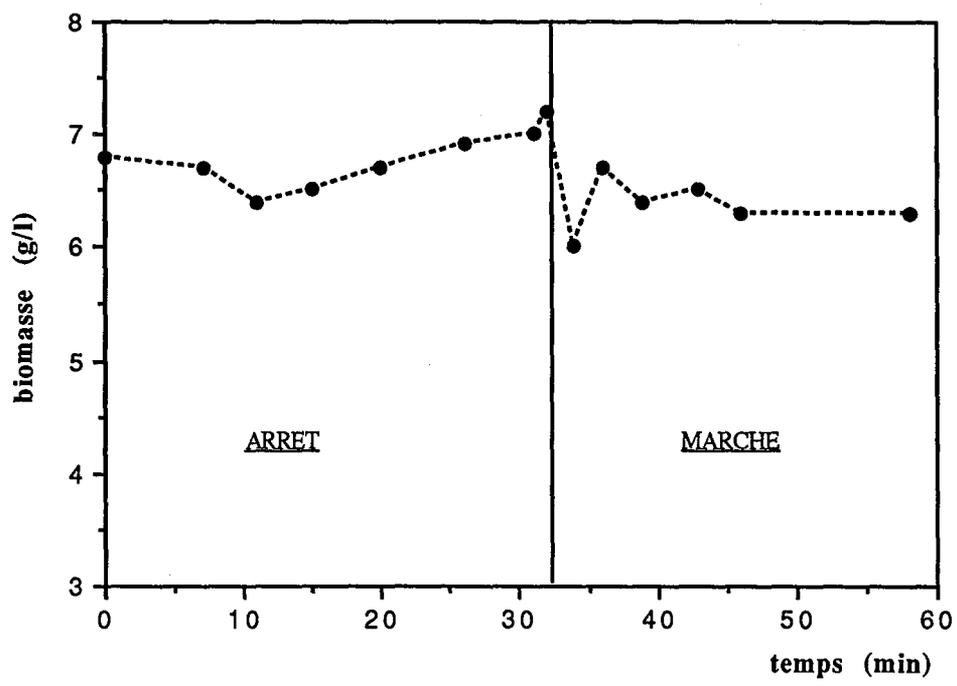


Figure A.3 : Evolution de la biomasse (A-2m)

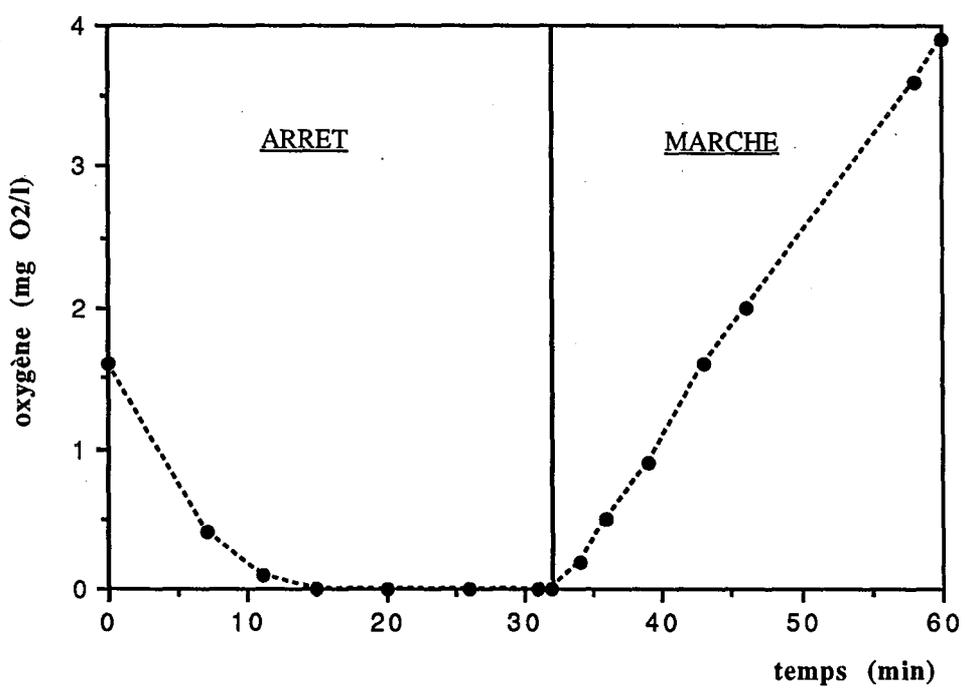


Figure A.4 : Evolution de l'oxygène dissous (A-2m)

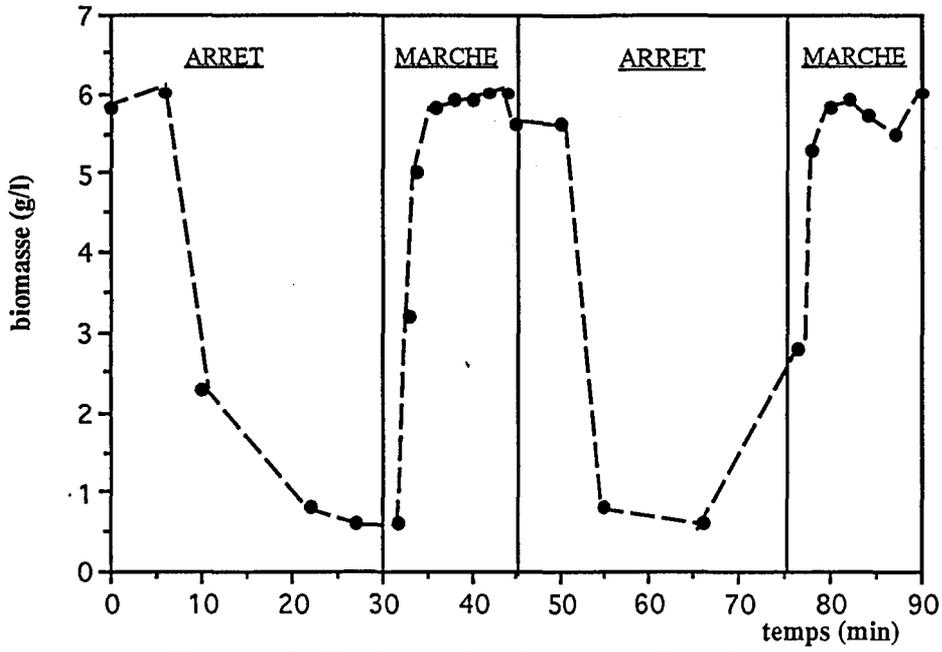


Figure A.5 : Evolution de la biomasse (B-surface)

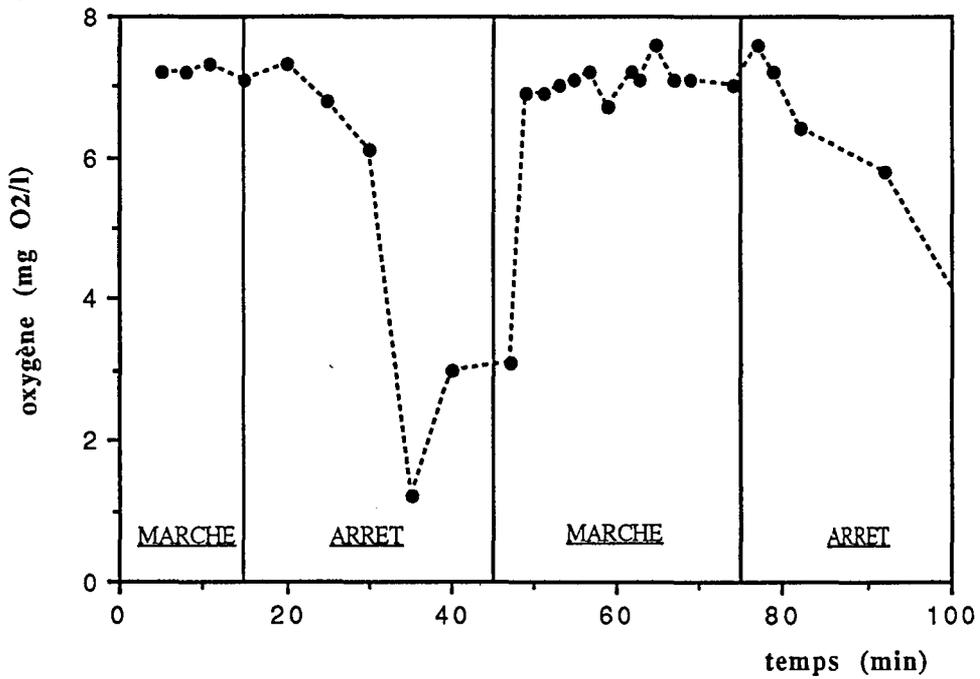


Figure A.6 : Evolution de l'oxygène dissous (B-surface)

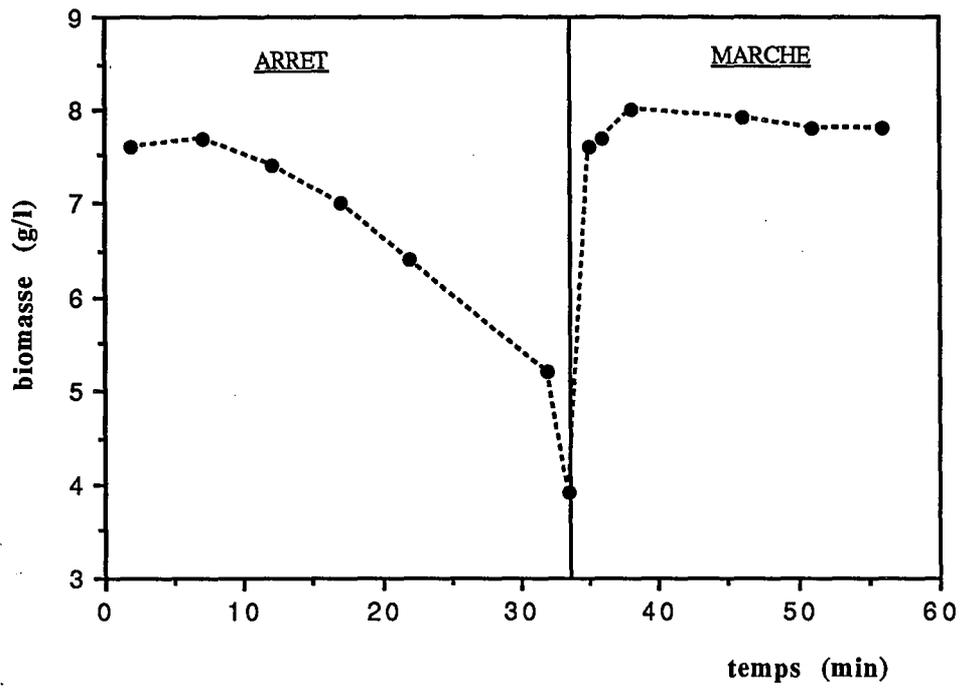


Figure A.7 : Evolution de la biomasse (B-1m)

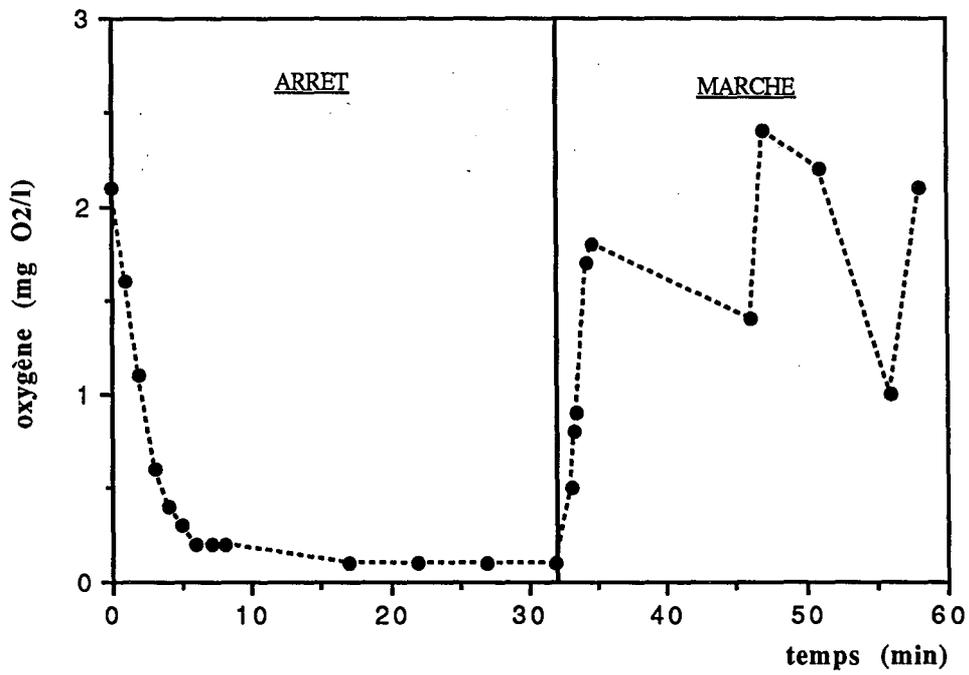


Figure A.8 : Evolution de l'oxygène (B-1m)

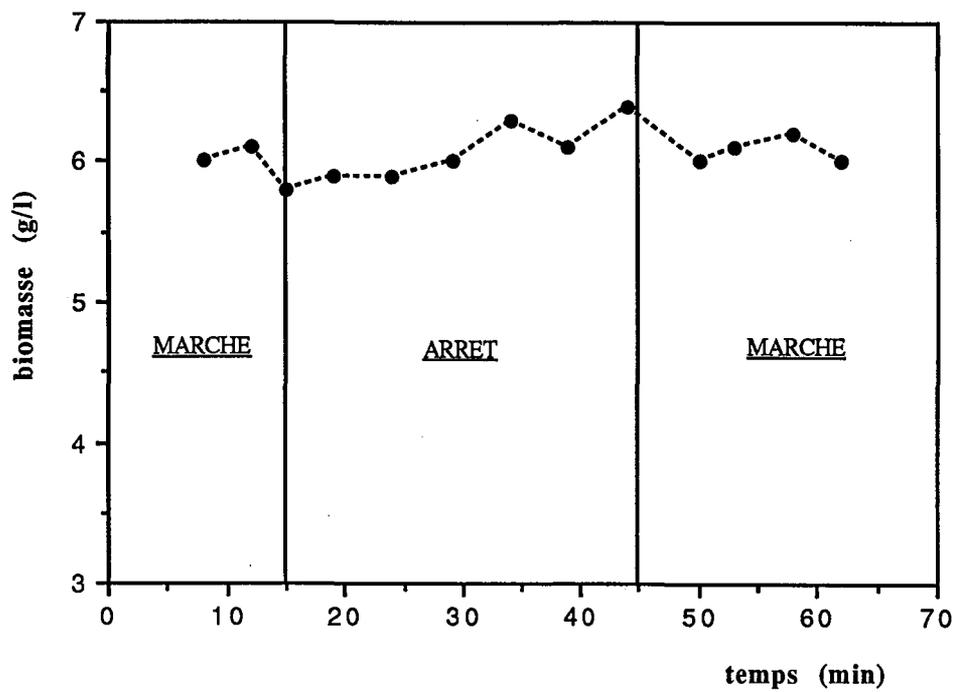


Figure A.9 : Evolution de la biomasse (B-2m)

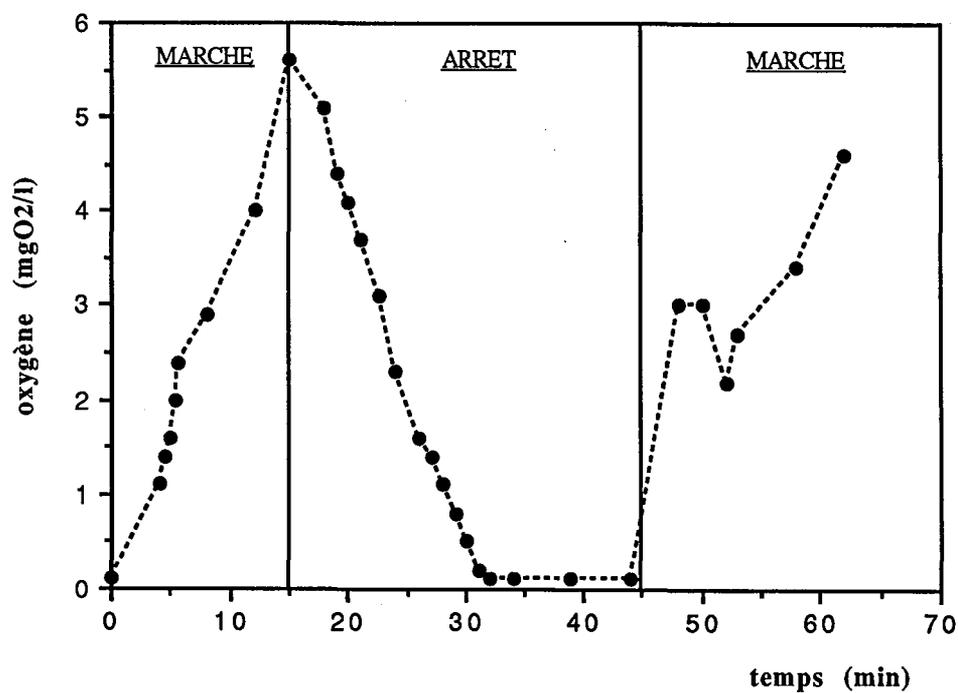


Figure A.10: Evolution de l'oxygène dissous (B-2m)

ANNEXE B

**SUIVI DU FONCTIONNEMENT DU PILOTE EN AERATION SEQUENCIELLE, AVEC
UNE ALIMENTATION CONSTANTE**

Annexe B1 : Séquences d'aération de 24 h / 24 h : Profils de concentrations page 167

Annexe B2 : Séquences d'aération de 2 h / 2 h : Profils de concentrations page 169

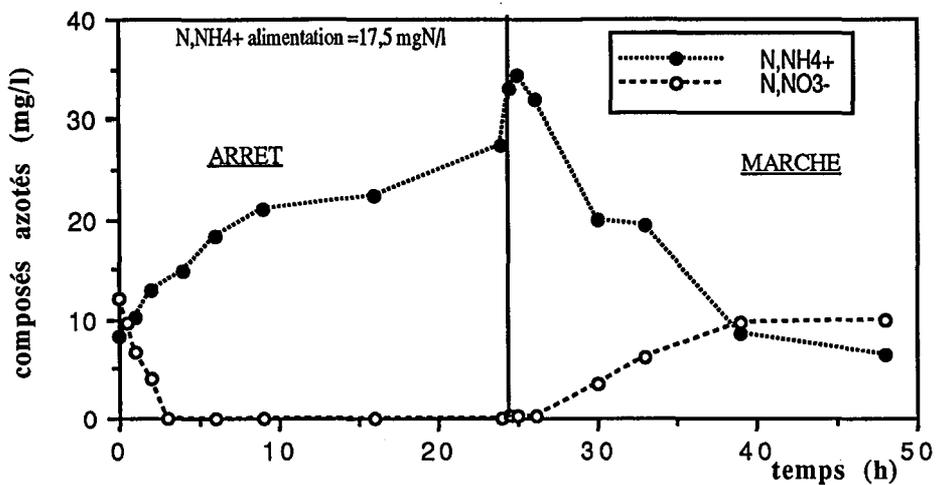


Figure B.1 : Evolution des composés azotés

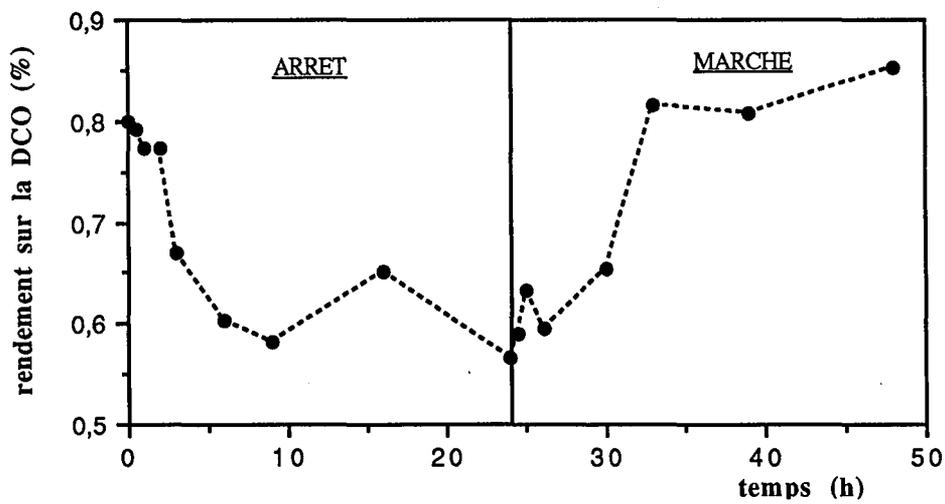


Figure B.2 : Evolution du rendement en DCO

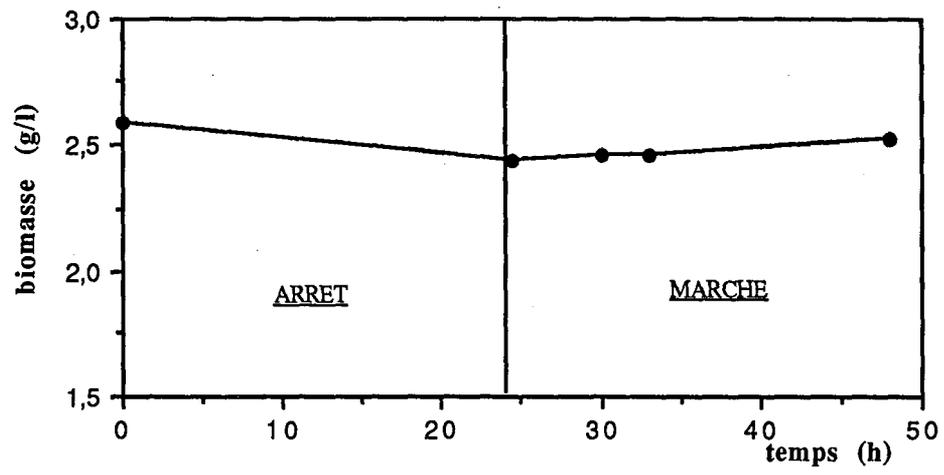


Figure B.3 : Evolution de la biomasse

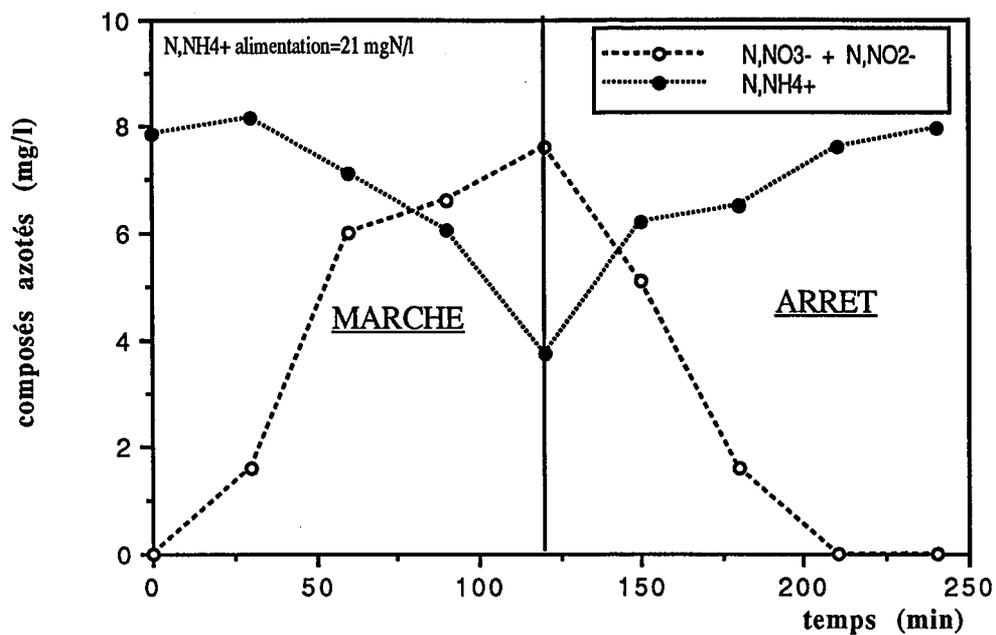


Figure B4 : Evolution des composés azotés

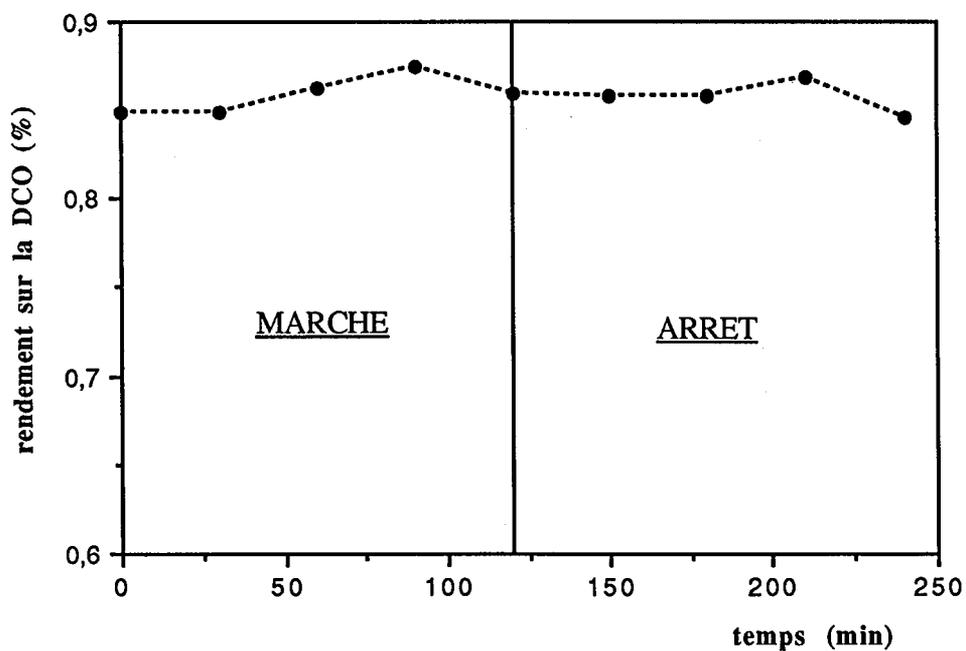


Figure B5 : Evolution du rendement en DCO



ANNEXE C

**SUIVI DU FONCTIONNEMENT DU PILOTE EN AERATION PERMANENTE, AVEC
UNE ALIMENTATION EN CRENEAU**

**Séquences d'alimentation : 4 heures avec alimentation en substrat-4 heures sans alimentation en
substrat**



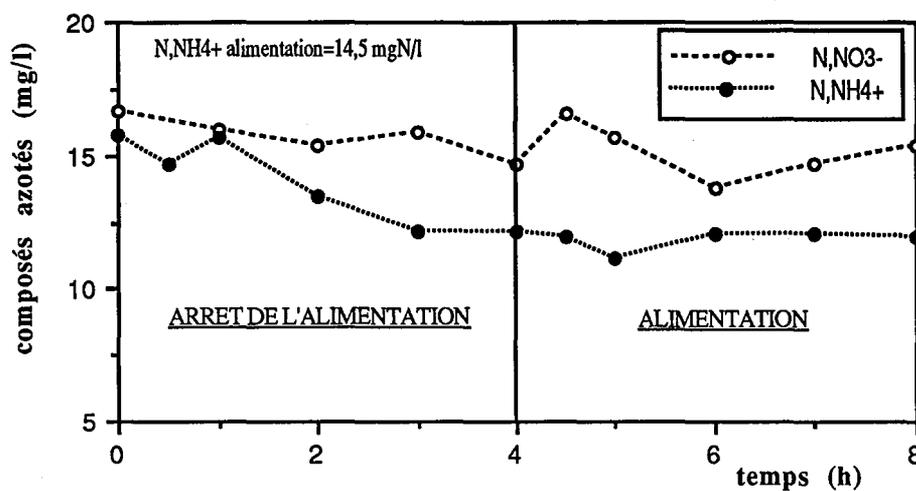


Figure C.1 : Evolution des composés azotés

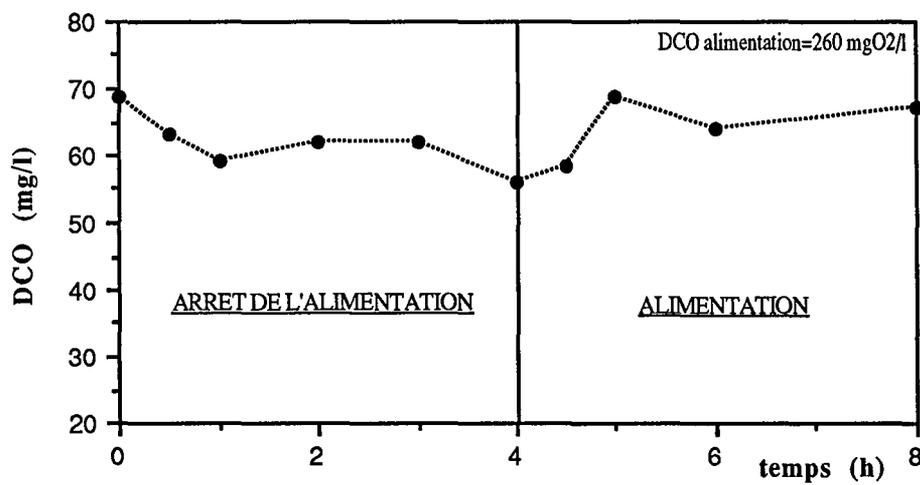


Figure C.2 : Evolution de la DCO

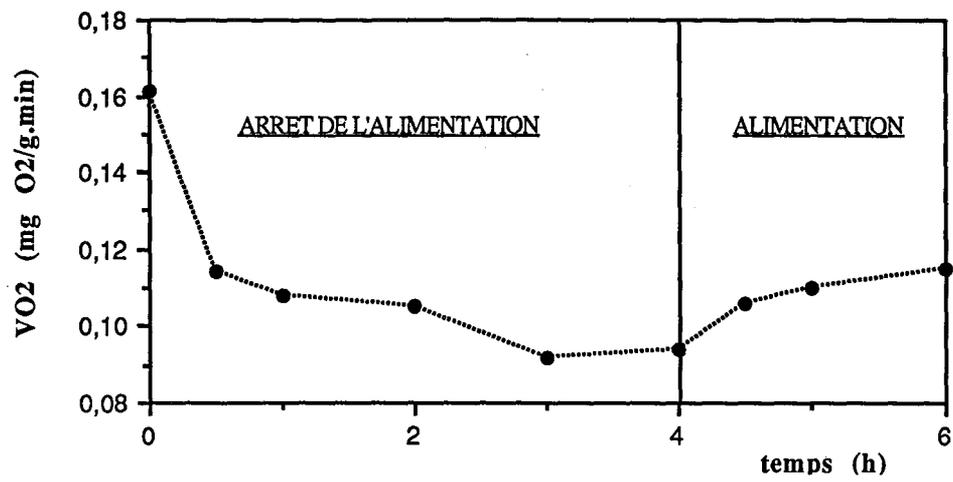
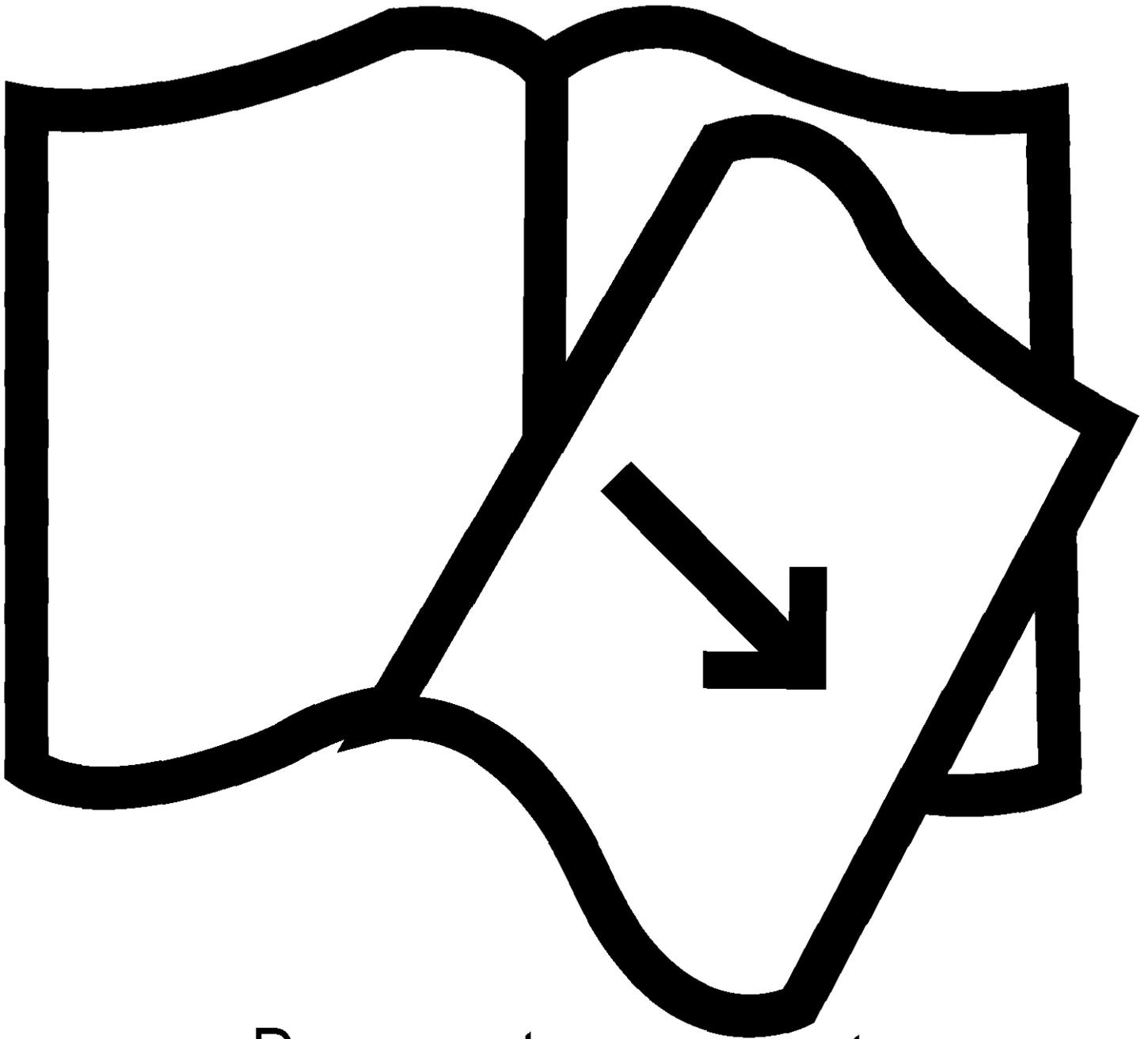


Figure C.3 : Evolution de la vitesse spécifique de consommation de l'oxygène



Documents manquants
(pages, cahiers)

ANNEXE D

CONDITIONS UTILISEES POUR LES DIVERSES SIMULATIONS

Les calculs sont effectués sur une station SUN SPARC

La méthode d'intégration des équations différentielles utilisée est la méthode de Runge-Kutta

-Alimentation constante, cycles d'aération 2h - 2h	page 178
-Alimentation constante, aération réglée sur la concentration en oxygène ($N=700\text{tr}\cdot\text{min}^{-1}$)	page 179
-Alimentation constante, aération réglée sur la concentration en oxygène ($N=450\text{tr}\cdot\text{min}^{-1}$)	page 180
-Alimentation sinusoïdale, aération permanente	page 181
-Alimentation sinusoïdale, aération réglée sur la concentration en oxygène	page 182
-Alimentation sinusoïdale, aération séquentielle 2h - 2h	page 183

Alimentation constante, cycles d'aération 2h - 2h

Concentration en biomasse :

en sortie du décanteur = 40 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 2,75 g.l⁻¹

Concentration d'autotrophes :

en sortie du décanteur = 0,003*40 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 8 mg.l⁻¹

Concentration en éléments polluants :

(N,NO₃⁻)' = 23 mgN.l⁻¹

(N,NH₄⁺) = 6 mgN.l⁻¹

(N_{org}) = 1 mgN.l⁻¹

DCO = 44 mgO₂.l⁻¹

Concentration en oxygène dissous = 5 mgO₂.l⁻¹

Puissance volumique injectée = 44,5 W.m⁻³

Température = 26,5°C

C* = 8 mgO₂.l⁻¹

Conditions d'alimentation :

Q_O = 0,0388 l.min⁻¹

Q_R = 0,039 l.min⁻¹

S_O = 300 mgO₂.l⁻¹

(N_{org})₀ = 75*S_O/2070

(N,NH₄⁺)₀ = 110*S_O/2070

Le pas de temps utilisé est 1 minute

Les points représentés au V.1.1 sont obtenus après un temps simulé de 52 heures

**Alimentation constante, aération régulée sur la concentration en oxygène
($N=700\text{tr}\cdot\text{min}^{-1}$)**

Concentration en biomasse :

en sortie du décanteur = $56\text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$

dans le réacteur = $3,13\text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$

Concentration d'autotrophes :

en sortie du décanteur = $0,002*56\text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$

dans le réacteur = $6,4\text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$

Concentration en éléments polluants :

$(N,NO_3^-)' = 9\text{ mgN}\cdot\text{l}^{-1}$

$(N,NH_4^+) = 23,2\text{ mgN}\cdot\text{l}^{-1}$

$(N_{org}) = 7\text{ mgN}\cdot\text{l}^{-1}$

$DCO = 74\text{ mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$

Concentration en oxygène dissous = $5\text{ mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$

Puissance volumique injectée = $42\text{ W}\cdot\text{m}^{-3}$

Température = $20\text{ }^\circ\text{C}$

$C^* = 9,08\text{ mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$

Conditions d'alimentation :

$Q_0 = 0,0346\text{ l}\cdot\text{min}^{-1}$

$Q_R = 0,039\text{ l}\cdot\text{min}^{-1}$

$S_0 = 592\text{ mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$

$(N_{org})_0 = 75*S_0/2070$

$(N,NH_4^+)_0 = 110*S_0/2070$

Consignes de régulation :

$C_{\text{bas}} = 0,5\text{ mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$

$C_{\text{haut}} = 3,5\text{ mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$

Le pas de temps utilisé est 1 minute

**Alimentation constante, aération régulée sur la concentration en oxygène
(N=450tr.min⁻¹)**

Concentration en biomasse :

en sortie du décanteur = 40 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 1,8 g.l⁻¹

Concentration d'autotrophes :

en sortie du décanteur = 0,004*40 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 7,5 mg.l⁻¹

Concentration en éléments polluants :

(N,NO₃⁻)' = 10 mgN.l⁻¹

(N,NH₄⁺) = 7,6 mgN.l⁻¹

(N_{org}) = 1 mgN.l⁻¹

DCO = 45 mgO₂.l⁻¹

Concentration en oxygène dissous = 5 mgO₂.l⁻¹

Puissance volumique injectée = 16,8 W.m⁻³

Température = 20 °C

C* = 9,08 mgO₂.l⁻¹

Conditions d'alimentation :

Q₀ = 0,0369 l.min⁻¹

Q_R = 0,038 l.min⁻¹

S₀ = 273 mgO₂.l⁻¹

(N_{org})₀ = 75*S₀/2070

(N,NH₄⁺)₀ = 110*S₀/2070

Consignes de régulation :

C_{bas} = 0,5 mgO₂.l⁻¹

C_{haut} = 2,5 mgO₂.l⁻¹

Le pas de temps utilisé est 1 minute

Alimentation sinusoïdale, aération permanente

Concentration en biomasse :

en sortie du décanteur = 103 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 4,1 g.l⁻¹

Concentration d'autotrophes :

en sortie du décanteur = 0,0017*103 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 7 mg.l⁻¹

Concentration en éléments polluants :

(N,NO₃⁻) = 9,9 mgN.l⁻¹

(N,NH₄⁺) = 20 mgN.l⁻¹

(N_{org}) = 2 mgN.l⁻¹

DCO = 60 mgO₂.l⁻¹

Concentration en oxygène dissous = 5 mgO₂.l⁻¹

Puissance volumique injectée = 44,5 W.m⁻³

Température = 20°C

C* = 9,08 mgO₂.l⁻¹

Conditions d'alimentation (Q₀ en l.h⁻¹ et S₀ en mgO₂.l⁻¹):

$$Q_0 = 2,34 + 1,2 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right)$$

$$Q_R = 2,34 \text{ l.h}^{-1}$$

$$S_0 = 391 + 196 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right)$$

$$(N_{org})_0 = 75 \cdot S_0 / 2070$$

$$(N, NH_4^+)_0 = 110 \cdot S_0 / 2070$$

Le pas de temps utilisé est 1 heure

Les points représentés au V.2.1 sont obtenus après un temps simulé de 24 heures

Alimentation sinusoïdale, aération régulée sur la concentration en oxygène

Concentration en biomasse :

en sortie du décanteur = 41 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 2,46 g.l⁻¹

Concentration d'autotrophes :

en sortie du décanteur = 0,002*41 mg.l⁻¹

dans le réacteur = 4,7 mg.l⁻¹

Concentration en éléments polluants :

(N,NO₃⁻) = 8 mgN.l⁻¹

(N,NH₄⁺) = 20 mgN.l⁻¹

(N_{org}) = 0 mgN.l⁻¹

DCO = 87 mgO₂.l⁻¹

Concentration en oxygène dissous = 5 mgO₂.l⁻¹

Puissance volumique injectée = 44,5 W.m⁻³

Température = 20°C

C* = 9,08 mgO₂.l⁻¹

Conditions d'alimentation (Q₀ en l.min⁻¹ et S₀ en mgO₂.l⁻¹) :

$$Q_0 = 0,039 + 0,02 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right)$$

$$Q_R = 0,039 \text{ l.min}^{-1}$$

$$S_0 = 330 + 160 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right)$$

$$(N_{org})_0 = 75 \cdot S_0 / 2070$$

$$(N, NH_4^+)_0 = 110 \cdot S_0 / 2070$$

Consignes de régulation :

C_{bas} = 0,5 mgO₂.l⁻¹

C_{haut} = 3,5 mgO₂.l⁻¹

Le pas de temps utilisé est 1 minute

Les points représentés au V.2.2 sont obtenus après un temps simulé de 24 heures

Alimentation sinusoïdale, aération séquentielle 2h - 2h

Concentration en biomasse :

en sortie du décanteur = 10 mg.l^{-1}

dans le réacteur = $3,5 \text{ g.l}^{-1}$

Concentration d'autotrophes :

en sortie du décanteur = $0,0018 \cdot 10 \text{ mg.l}^{-1}$

dans le réacteur = $6,5 \text{ mg.l}^{-1}$

Concentration en éléments polluants :

$(\text{N}, \text{NO}_3^-)' = 11,2 \text{ mgN.l}^{-1}$

$(\text{N}, \text{NH}_4^+) = 18 \text{ mgN.l}^{-1}$

$(\text{N}_{\text{org}}) = 1 \text{ mgN.l}^{-1}$

$\text{DCO} = 66 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$

Concentration en oxygène dissous = $5 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$

Puissance volumique injectée = $44,5 \text{ W.m}^{-3}$

Température = 20°C

$C^* = 9,08 \text{ mgO}_2.\text{l}^{-1}$

Conditions d'alimentation (Q_0 en l.min^{-1} et S_0 en $\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$):

$$Q_0 = 0,039 + 0,02 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right)$$

$$S_0 = 377 + 188 \cdot \cos\left(\frac{2\pi t}{24}\right)$$

$$(\text{N}_{\text{org}})_0 = 75 \cdot S_0 / 2070$$

$$(\text{N}, \text{NH}_4^+)_0 = 110 \cdot S_0 / 2070$$

Le pas de temps utilisé est 1 minute

Les points représentés au V.2.3 sont obtenus après un temps simulé de 48 heures

**AUTORISATION DE SOUTENANCE DE THESE
DU DOCTORAT DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE
DE LORRAINE**

o o o

**Service Commun de la Documentation
INPL
Nancy-Brabois**

VU LES RAPPORTS ETABLIS PAR :

**Monsieur ROUSTAN Michel, Professeur, INSA Toulouse,
Monsieur SCRIVENER Olivier, Directeur de Recherche CNRS, Institut
de Mécanique des Fluides Strasbourg.**

Le Président de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, autorise :

Monsieur VAXELAIRE Jean

à soutenir devant l'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE,
une thèse intitulée :

**"Etude et modélisation de l'aération des stations d'épuration des eaux
usées urbaines par agitation mécanique de surface".**

en vue de l'obtention du titre de :

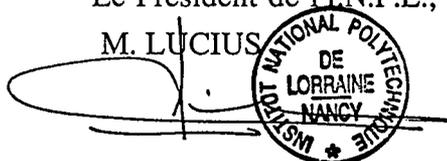
**DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE
LORRAINE**

Spécialité : **"GENIE DES PROCEDES"**

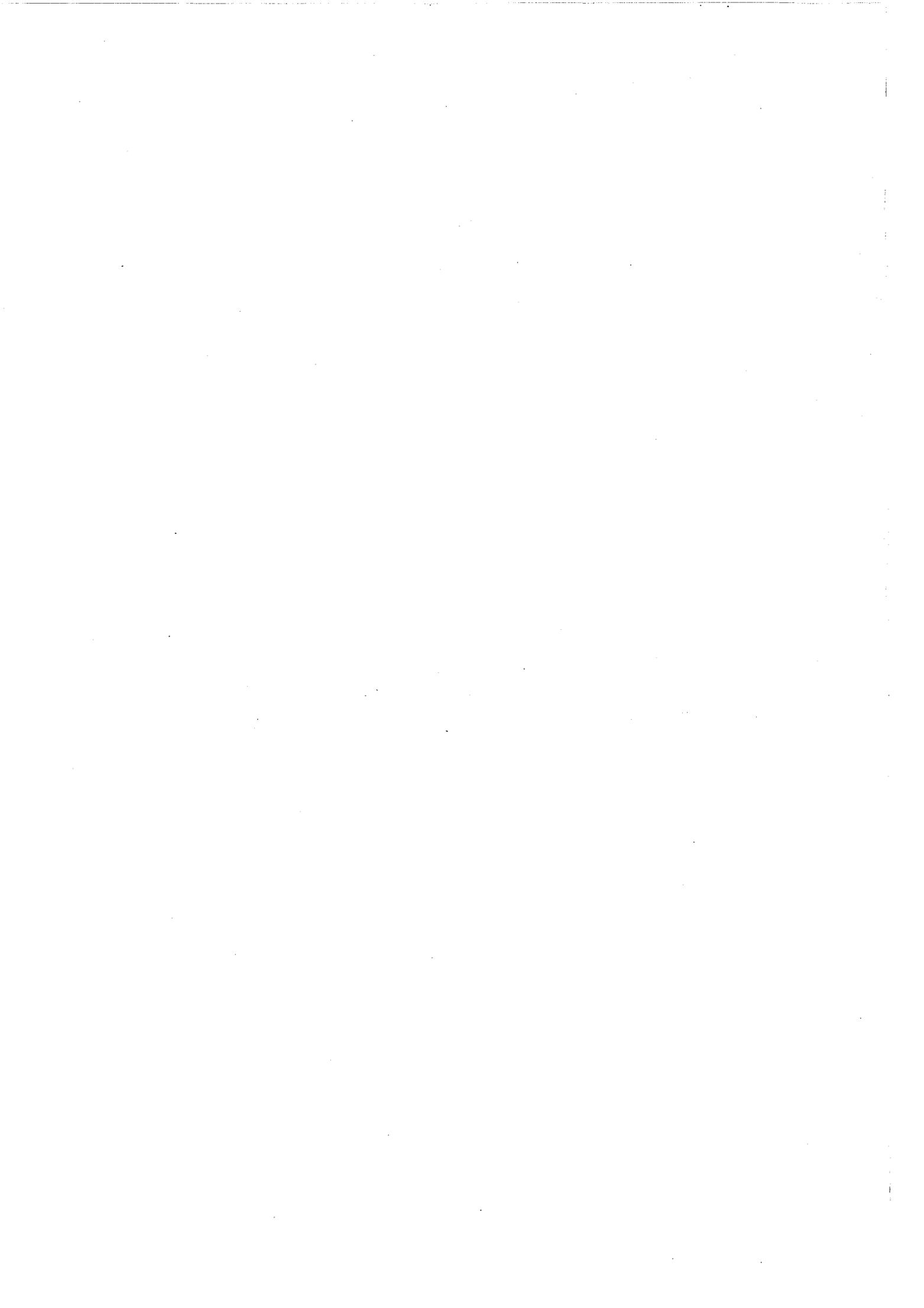
Fait à Vandoeuvre le, **29 Septembre 1994**

Le Président de l'I.N.P.L.,

M. LUCIUS



NANCY BRABOIS
2, AVENUE DE LA
FORET-DE-HAYE
BOITE POSTALE 3
F - 5 4 5 0 1
VANDOEUVRE CEDEX



RESUME

Les petites stations d'épuration des eaux usées urbaines par boues activées équipées d'un aérateur mécanique de surface fonctionnent généralement, dans un but d'économie d'énergie, en aération séquentielle. L'objectif du présent travail est d'étudier et de modéliser l'influence de ces cycles d'aération sur la dégradation des pollutions carbonée et azotée solubles. L'étude du transfert d'oxygène permet de corréliser linéairement la capacité d'oxygénation en eau claire avec la puissance volumique dissipée par la turbine et de tenir compte de l'influence des micro-organismes. Les aérateurs de surface doivent également maintenir en suspension les floccs bactériens : on montre notamment qu'une bonne aération n'entraîne pas forcément un bon mélangeage. D'autres expérimentations réalisées sur un pilote de laboratoire alimenté par un substrat synthétique à base de Viandox montrent que l'aération séquentielle permet d'obtenir une épuration correcte tout en réduisant le coût de l'assainissement ; il faut cependant éviter les trop longues périodes de "non-aération" qui peuvent entraîner une détérioration significative de la qualité du traitement. Un modèle (intégrant l'hydrodynamique du réacteur et du décanteur secondaire) permet de simuler de façon satisfaisante les résultats expérimentaux obtenus dans le pilote pour différentes stratégies d'aération. Cette modélisation utilise un modèle cinétique simple (inspiré de celui de l'IAWPRC) dont la plupart des paramètres sont mesurés expérimentalement.

ABSTRACT

Small activated sludge municipal wastewater treatment plant are mostly equipped with a mechanical surface aerator. For an energetic saving point of view they usually operate with a sequential aeration. This work proposes a study and a modelling of the influence of aeration periods on the degradation of carbonaceous and nitrogenous soluble pollution. The oxygen transfer study allows us to linearly correlate the oxygenation capacity with clean water, with the specific power dissipated by the propeller. Some effects of the microorganisms presence on those transfer phenomena are also characterized. The mixing ability of surface aerators is considered : one shows that a sufficient aeration does not systematically lead to a sufficient solid homogeneity into the aeration tanks. Experiments conducted on a pilot-plant, feeded with a synthetic influent indicate that sequential aeration permits a good purification with a significant energy saving. However it is important to avoid too long periods without aeration. This can induce a sensible damaging of the treatment. A modelling using simple kinetic equations (based on the IAWPRC model) is established. It includes the hydrodynamic behaviour of the reactor and the secondary clarifier and most of the parameters used in the model are experimentally measured. The simulation results, for various aeration periods, match rather well with experimental values.