

UNIVERSITE DE MONTPELLIER II

MEMOIRE

Pour l'obtention d'une

HABILITATION A DIRIGER LES RECHERCHES

DE L'UNIVERSITE DE MONTPELLIER II

Discipline : Génie des procédés

Présentée et soutenue publiquement par

Patrice CHATELLIER

Docteur en ingénierie du traitement et de l'épuration des eaux

Ingénieur en génie des procédés industriels

Ingénieur de recherches à Ondeo Services

Le 20 décembre 2001

Titre :

**Analyse, simulation et contrôle de milieux bioréactionnels complexes
Application à une gestion optimale de procédés de traitement des eaux**

JURY

M. Michel ROUSTAN	<i>Président du jury</i> , Professeur à l'INSA Toulouse
M. Alain BERNIS	<i>Rapporteur du jury</i> , Professeur à l'Université de Savoie
M. Gilbert RIOS	<i>Rapporteur du jury</i> , Professeur à l'Université de Montpellier II,
M. Nicolas ROCHE	<i>Rapporteur du jury</i> , Professeur à l'IUT de Marseille
M. Jean-Marc AUDIC	Directeur de Recherches,
M. Alain GRASMICK	Professeur à l'Université de Montpellier II,
M. Jean-Philippe STEYER	Chargé de recherche INRA

Remerciements

Je tiens à remercier :

- ◆ Monsieur le Professeur Alain GRASMICK pour les conseils avisés et le soutien moral et matériel qu'il m'a apporté tout au long de ce travail de synthèse.
- ◆ Messieurs les Professeurs Alain BERNIS, Gilbert RIOS et Nicolas ROCHE qui ont bien voulu rapporter sur mon mémoire et participer au jury de soutenance.
- ◆ Messieurs François VIRLOGET et Christian FAYOUX, pour m'avoir fait partager un peu de leur connaissance pratique du traitement des eaux résiduaires.
- ◆ Monsieur le Professeur Michel ROUSTAN et Monsieur le Directeur de Recherches Alain HEDUIT qui m'ont fourni un éclairage sur des aspects plus fondamentaux du *Génie des Procédés*.
- ◆ Monsieur le Directeur de Recherche Jean-Marc AUDIC pour m'avoir accueilli dans son équipe et pour avoir participé au jury de soutenance.
- ◆ Mes collègues, Jean-Claude BOURDELOT, Gilles CARRAND, Fanny LEFEBVRE, Michel RENAUDIN, Antoine SADOWSKI, Robert TURGIS, pour toutes les discussions techniques extrêmement enrichissantes que j'ai pu avoir avec eux.

Présentation synthétique

Patrice CHATELLIER
40 Avenue de Saint Ouen
75018 PARIS
Né à Montpellier le 17 septembre 1964
Actuellement Ingénieur de Recherche au
centre de recherche de Lyonnaise des Eaux

**DOCTEUR EN ENGENIERIE DU TRAITEMENT ET
DE L'EPURATION DES EAUX
INGENIEUR EN GENIE DES PROCEDES INDUSTRIELS**

FORMATION

2001 : Préparation de l'Habilitation à Diriger les Recherches

Université de Montpellier-II – Laboratoire de Génie des Procédés
Responsable scientifique : Professeur Alain Grasmick

1991 : Docteur en ingénierie du traitement et de l'épuration des eaux.

Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse (I.N.S.A.)

Encadrée par le Professeur Michel Roustan

Sujet : Application des équations de Navier-Stokes au calcul de l'écoulement turbulent d'un fluide incompressible.

1987 : Ingénieur en Génie des Procédés Industriels. I.N.S.A. de Toulouse.

1987 : Diplôme d'Etude Approfondies (D.E.A.) en ingénierie du traitement et de l'épuration des eaux.

EXPERIENCE PROFESSIONNELLE

Depuis 1992 : Ingénieur de Recherche au CIRSEE, (Centre International de Recherche Sur l'Eau et l'Environnement de Lyonnaise des Eaux)

1995-2001 : Responsable des projets d'automatisation et de modélisation des stations d'épuration.

- Responsabilité d'une équipe de recherche (un ingénieur, 2 techniciens).
- Coordination technique d'un projet financé par le ministère de l'industrie (quatre partenaires industriels, budget : 42 MF).
- Suivi de cinq thèses.
- Rédaction de schémas directeurs définissant le programme de recherche à moyen terme.

1992-1994 : Ingénieur de recherche rattaché au Laboratoire d'Informatique Avancée de Compiègne.

- Conception d'un logiciel de simulation de stations d'épuration.
- Représentant de Lyonnaise des Eaux dans un projet financé par la communauté Européenne. (deux partenaires universitaires, trois partenaires industriels, budget : 35 MF).

EXPERIENCE DE RECHERCHE

Au cours des activités de recherche plusieurs sujets ont successivement été abordés. Parmi ces sujets figurent notamment :

- *La mécanique des fluides numérique.* Ces études ont montré comment les équations de Navier-Stokes peuvent être appliquées au calcul des écoulements dans les bassins de traitement des eaux usées.
- *La modélisation et le diagnostic des stations d'épuration.* Une base de connaissance a été développée. Cette base a donné naissance à un logiciel de simulation et de diagnostic de dysfonctionnement.
- *Le contrôle des stations d'épuration.* Plusieurs systèmes de contrôles ont été développés. Chacun de ces systèmes est dédié au contrôle de l'un des éléments de l'installation.

Les recherches se sont matérialisées par 4 brevets, 14 publications dans les revues dont 8 dans des revues internationales.

EXPERIENCE PEDAGOGIQUE

Plusieurs types d'enseignement ont été dispensés :

- Moniteur pour l'enseignement de l'informatique et de travaux pratiques de *Génie des Procédés*.
- Intervenant extérieur pour des élèves ingénieur de l'ISIM. Ces interventions portaient sur la modélisation des unités de traitement des eaux résiduaires.
- Formation continue pour le personnel de Lyonnaise des Eaux. Ces formations ont été données dans le cadre d'un stage sur le contrôle des stations d'épuration.

L'Annexe 12.3 fournit un tableau détaillé des heures d'enseignement dispensées.

DIVERS

- Langue : Anglais courant.
- Dépôt de brevets.
- Relecteur dans les revues "Water Research" et "La revue des sciences de l'eau".
- Trophées de l'innovation Lyonnaise des Eaux 1995, 1996, 2000.

LISTE DES TRAVAUX SCIENTIFIQUES

Dépôt de brevets

- B1 Procédé de contrôle des systèmes d'aération de bassins biologiques de traitement d'eaux usées.
P. Chatellier, P. Caulet
Brevet Français N° 97.12.280, 1997.
- B2 Procédé de contrôle et de gestion du stock de biomasse d'installations biologiques de traitement d'eaux usées.
P. Chatellier, P. Caulet
Brevet Français N° 97.12.281, 1997.
- B3 Procédé d'évaluation et de contrôle de la biomasse contenue dans les bassins biologiques de traitement d'eaux usées.
P. Caulet, P. Chatellier
Brevet Français N° 97.12.282, 1997.
- B4 Perfectionnements apportés au traitement d'eaux usées selon les procédés par boues activées.
P. Caulet, P. Chatellier, B. Bujon, J.P. Philippe
Brevet Français N° 98.12.501, 1998.

Publications dans des revues avec comité de lecture

Revue internationale

- A1. Separation of the two functions aeration and mixing in oxydation ditches : application to the denitrification by activated sludge.
M. Roustan, P. Chatellier, F. Lefevre, J.M. Audic, F. Burvingt.
Environmental Technology, vol 14, N° 9, pp 841-849, 1993.
- A2 An empirical dynamic model for waste water treatment plant clarifier simulation
P. Chatellier, J.M. Audic
Environmental Technology, vol 19, pp 725-731, 1998.
- A3 Two-phase hydrodynamic study of a rectangular air-lift loop reactor with an internal baffle.
A. Couvert, M. Roustan, P. Chatellier
Chem. Eng. Sci., vol. 54, N°21, p5245-p5252, 1999.
- A4 Prediction of liquid velocity and gas hold-up in rectangular air-lift reactors of different scales
A. Couvert, D. Bastoul, M. Roustan, A. Line, P. Chatellier
Chem. Eng. and Proc., vol. 40, p113-p119, 2000.
- A5 A new model for wastewater treatment plant clarifier simulation
P. Chatellier, J.M. Audic
Water Research, vol 34, N° 2, pp 690-693, 2000.
- A6 Prediction of mean circulation velocity in oxidation ditch
S. Simon, M. Roustan, J.M. Audic, P. Chatellier
Environmental Technology, vol 22, pp 195-204, 2001.

- A7 Modeling of water treatment plant. A multi-model representation
J. Ragot, G. Grapin, P. Chatellier, F. Colin
A paraître dans la revue *Environmetrics* *.
- A8 Mass balance for on-line α_{kL} estimation in activated sludge oxidation ditch
P. Chatellier, J.M. Audic
A paraître dans la revue *Water Science and Technology* *.

Revues Nationales

- N1 Utilisation de la CFD pour prédire les écoulements engendrés dans des bassins par des mobiles d'agitation.
P. Chatellier, M. Roustan, J.M. Audic
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 5, N° 14, pp 63-68, 1991.
- N2 Circulation liquide engendrée par des jets d'eau dans un chenal d'oxydation
P. Chatellier, M. Roustan, J.M. Audic
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 6, N° 19, pp IV55-IV61, 1992.
- N3 Application de la programmation orientée objet au développement sous windows d'un simulateur de stations d'épuration.
P. Chatellier
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 10, N° 49, pp145-149, 1996.
- N4 Hydrodynamique dans un décanteur de station d'épuration : utilisation des traceurs radioactifs et modélisation.
Z. Do Quang, P. Chatellier, J.M. Audic
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 12, N° 61, 1998.
- N5 Estimation *in situ* de la respiration des boues activées par application d'un bilan sur l'oxygène
P. Chatellier, J.M. Audic
Revue des Sciences de l'Eau, vol 12, N° 3, pp 509-514, 1999.
- N6 Optimisation de la concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé
Mihaltz P., Csikor Z, Chatellier P., Siklodi B.
A paraître dans la Revue des Sciences de l'Eau *.

Conférence invité à des séminaires

- I1 Nouvelles directions pour l'automatisation des stations d'épuration.
P. Chatellier
Journées thématiques « Automatique et Environnement » organisées par le club des enseignants et des chercheurs en Electronique, Electrotechnique et Automatique (club EEA) les 9 et 10 mars 2000.
- I2 Un nouveau modèle pour la simulation de la clarification secondaire dans une station de traitement des eaux usées.
P. Chatellier
Séminaire "La modélisation en assainissement, remise en cause des pratiques ?", Organisé sous l'égide de l'AGHTM à l'ENGEES le 24 janvier 2001.
- I3 Estimation du débit d'eaux claires parasites permanentes par une analyse statistique des mesures de turbidité.
P. Chatellier
Journée "Statistique et procédés", Organisé par le groupe Informatique et Procédés de la Société Française de Génie des Procédés le 12 juin 2001.

* La lettre d'acceptation de cet article est donnée Annexe 12.2.

Communications dans des congrès avec comité de lecture et texte complet

- C1 Circulation induced by horizontal agitators in closed loop open channel.
P. Chatellier, M. Roustan, J.M. Audic
7th European Congress on Mixing, Bruges, pp 139-144, 1991.
- C2 Hydrodynamic study on industrial oxydation ditch.
S. Simon, M. Roustan, J.M. Audic, P. Chatellier
3rd International Symposium on Mixing in Industrial Processes, Osaka, pp 357-363, 1999.
- C3 A rectangular three-phase air-lift loop reactor for wastewater nitrification
A. Couvert, D. Bastoul, M. Roustan, P. Chatellier
1st World Congress of the International Water Association, Paris (F), 4-7 juillet 2000,
acceptée le 23 Nov. 1999
- C4 CFD modelling of activated sludge aeration tanks : impact of mixers and air diffusers
arrangement on the hydrodynamics and oxygen mass transfer
A. Cockx, Z. Do-Quang, P. Chatellier, J.M. Audic
1st World Congress of the International Water Association, Paris (F), 4-7 juillet 2000.
- C5 Estimation of oxygen mass transfer in activated sludge aeration tanks by CFD modelling
A. Cockx, Z. Do-Quang, P. Chatellier, A. Liné
14th International Congress of Chemical and Process Engineering (CHISA), Praha, Czech
Republic, 3-7 juillet 2000.
- C6 Application de la CFD au traitement biologique des eaux : simulation de
l'hydrodynamique diphasique et du transfert gaz-liquide
A. Cockx, S. Simon, Z. Do-Quang, P. Chatellier, A. Liné
CFD2K, 8^{ème} Conférence annuelle de la société canadienne de CFD, Montréal, Canada,
11-13 juin 2000
- C7 Transfert d'oxygène dans les bassins à boues activées : étude d'impact de la position des
agitateurs et des diffuseurs d'air par la simulation numérique
A. Cockx, S. Simon, Z. Do-Quang, P. Chatellier, J.M. Audic
Journées internationales de l'eau Poitiers, 13 septembre 2000

Communications dans des congrès avec proceedings

- R1 Géant : un système d'aide à la gestion des stations d'épuration en boues activées
C. Fayoux, P. Chatellier
Colloque H2O, Grenoble, 1993.
- R2 Système expert d'aide à l'exploitation : l'expérience de Marquette-Lez-Lille.
Denys, D. Riant, J.C. Brige, C. Fayoux, P. Chatellier
Hydrotop 94, Marseille, Vol 2, pp 39-50, 1994.
- R3 Description of an easy to use software for sewage plant simulation.
P. Chatellier, C. Fayoux, J.M. Audic.
International user group meeting , computer aided analysis and operation in sewage
transport and treatment technology, Chalmers university, Göteborg, pp 71-81, 1994.
- R4 Application de la programmation objet au contrôle des petites stations d'épuration.
P. Chatellier, JP. Philippe.
Journées d'études sur "automatique et dépollution biologique". INRA Narbonne.1995.
- R5 SIMSTEP : a WWTP simulator and diagnosis tool including in-line help system.
P. Sacareau, P. Chatellier, M. Clément
Second international conference on Hydroinformatics, Zurich, pp 913-917, 1996.
- R6 On-line data analysis applied to water treatment.
P. Chatellier
Int Conf "Municipal and rural water supply and water quality" Poznan, 3-5 juin 1996.

- R7 Impact of storm events on activated sludge transfers in small wastewater treatment plant : measurements and modelling.
J.L. Bertrand-Krajewski, M. Levebvre, P. Chatellier.
7th International conference on urban storm and drainage, Hanovre, 9-13 sep 1996.
- R8 Hydrodynamique et transfert de matière dans un réacteur air-lift.
A. Couvert, M. Roustan, D. Bastoul, Z. Do-Quang, P. Chatellier
Troisièmes journées francophones sur les réacteurs gaz-liquides et gaz-liquides-solides, Saint Pierre d'Oléron, 1998.
- R9 Etude triphasique de l'hydrodynamique d'un réacteur air-lift rectangulaire
S. Bequet, A. Couvert, D. Bastoul, M. Roustan, P. Chatellier (1999)
3^{ème} Congrès International de Recherche, "L'eau et sa réutilisation", GRUTTEE, Toulouse, 9/11/99-10/11/99, p423-p428
- R10 Optimisation of N removal in WWTP with modulated aeration by combined ORP and DO control
P. Chatellier, B. Bujon, J.M. Audic
Conférence biennale de l'Internationnal Water Association, Paris 4-7 juillet 2000.
- R 11 Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor.
J. C. Ochoa, J. Colprim, B. Palacios, E. Paul, P. Chatellier
Microorganisms in Activated Sludge and Biofilm Processes ; 13-15 June 2001, Rome.

Thèses co-encadrées

- Co-encadrement à hauteur de 20 % et participation au jury de la **thèse de M. Bonnioux** sur l'étude hydrodynamique et biologique des lits bactériens dirigée par le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II) et soutenue à Montpellier le 8 Novembre 1999.
- Co-encadrement à hauteur de 30 % et participation au jury de la **thèse de A. Couvert** sur l'hydrodynamique des écoulements triphasiques dans les gazosiphons dirigée par le Professeur M. Roustan (INSA Toulouse) et soutenue à Toulouse le 21 janvier 2000.
- Membre du comité de pilotage (co-encadrement à hauteur de 15 %) et participation au jury de la **thèse de A.E. Stricker** sur la caractérisation des eaux résiduaires appliquée à la modélisation des procédés à boues activées. Cette thèse a été co-dirigée par le Directeur de Recherche A. Héduit (Cemagref Antony) et le Professeur P. Lessard (Université Laval, Québec). Elle a été soutenue à Strasbourg le 15 septembre 2000
- Co-encadrement à hauteur de 30 % et participation au jury de la **thèse de S. Simon** sur l'hydrodynamique et le transfert dans les chenaux d'oxydation dirigée par le Professeur M. Roustan (INSA Toulouse) et soutenue à Toulouse le 24 novembre 2000.

Thèse en cours

- Membre du comité de pilotage de la **thèse de F. Lagarde** sur la modélisation des procédés à boues activées par temps de pluie. Cette thèse est dirigée par le Directeur de Recherche A. Héduit (Cemagref Antony).

Membres de jury de thèse

- Participation au jury de la **thèse de P. De Cuyper** sur la conduite intégrée des procédés industriels dirigée par le Professeur D. Sauter (Université de Nancy I) et soutenue à Nancy le 5 mai 2000.

DEA ou Master co-encadrés

- Suivi du stage **post-doctoral de J. Colprim** (1an) et du stage **post-graduate** (6 mois) de **B. Pallacios** sur l'étude de l'activité nitrifiante d'un biofilm en culture mixte et co-encadrés avec le Maître de Conférences E. Paul (INSA Toulouse). A la suite de ce stage, J. Colprim a obtenu un poste de Maître de conférences dans l'université de Gironne en Espagne.
- Suivi des stages de recherche de **DEA de O. Gutierrez** (10 mois) et de **G. Van den Daele** (5 mois) sur l'étude de l'activité nitrifiante d'un lit bactérien et co-encadrés avec le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II). A la suite de ce stage chacun de ces deux étudiants a poursuivi en thèse.
- Suivi du stage **post-graduate de A. Onnis** (7 mois) sur la modélisation des lits bactériens et co-encadrés avec le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II).
- Suivi du stage de recherche de **DEA de D. Ghysbrecht** (6 mois) sur la modélisation du procédé à boues activées et co-encadrés avec le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II).

Projets – ingénieurs

- Encadrement d'un stagiaire en **fin d'études d'ingénieur** (6 mois). L'objectif du stage était d'étendre les fonctionnalités d'un logiciel existant. Pour cela nous avons utilisé le générateur d'interface Microsoft visual C++.
- Encadrement d'un stagiaire en **école d'ingénieur** (3 mois). L'objectif du stage était de développer une méthode statistique de contrôle de la fiabilité des capteurs.
- Encadrement d'un stagiaire en **école d'ingénieur** (3 mois). L'objectif du stage était de développer à l'aide de méthodes statistiques des corrélations entre plusieurs jeux de données expérimentales.
- Encadrement d'un stagiaire en **maîtrise** (2 mois). L'objectif du stage était d'étudier l'intérêt économique d'un système de régulation.
- Encadrement d'un stagiaire en **fin d'études de technicien supérieur** (6 mois). L'objectif du stage était de valider expérimentalement des corrélations entre plusieurs jeux de données expérimentales.

Co-responsabilité de contrat ou programmes de recherche

Dans mon activité professionnelle au sein du CIRSEE (centre de recherche de Lyonnaise des Eaux), j'ai la responsabilité du thème de recherche "Automatisation et modélisation des installations de traitement des eaux usées". Cette activité recouvre la gestion d'une équipe ainsi que de plusieurs projets de recherche. Elle m'a permis de jouer un rôle actif dans plusieurs grands projets. Certains de ces projets sont internes à Lyonnaise des Eaux, d'autres sont des projets financés par des organismes français (Ministères ou Agences de l'Eau) ou par la Communauté Européenne.

- Le projet européen « I-SEE » (Esprit III) qui portait sur la génération automatique d'explications (1992-1994). Ce projet était destiné à créer un système d'aide aux utilisateurs de logiciels. Il faisait intervenir des ergonomes du CNAM, des SSII (Rutherford Appletown Laboratory et Syseca) et des utilisateurs finaux (British Maritime Technology et Lyonnaise des Eaux). Dans le cadre de ce projet, j'étais responsable de l'activité de Lyonnaise des Eaux.
- Le projet Européen « Bio to bio » portant sur le développement et la simulation de procédés à biofilm destinés à éliminer la pollution azotée (1998-2001). Lyonnaise des Eaux est le seul partenaire industriel de ce projet dans lequel interviennent les universités de Copenhague, Delft, Minho, Munich et Saint Jacques de Compostelle. J'assure la représentation de Lyonnaise des Eaux dans ce projet.

- Le projet C3A : Capteurs Contrôles Commandes en Assainissement (1997-2001) soutenu par le ministère de l'industrie dans le cadre du programme de développement "cent technologies clés". L'objectif de ce projet est de fiabiliser le fonctionnement des stations d'épuration en utilisant de nouveaux capteurs ainsi que des systèmes de contrôles avancés. Il fait intervenir plusieurs partenaires industriels : Thomson, Seres, Degrémont et Lyonnaise des Eaux. J'ai la responsabilité de la coordination technique de l'ensemble de ce projet ainsi que du travail réalisé par Lyonnaise des Eaux.

RESUME DES ACTIVITES DE RECHERCHE

DEMARCHE ORIGINALE EN GENIE DES PROCEDES

Le traitement des eaux résiduaires nécessite la mise en place d'opérations unitaires successives ou couplées destinées à extraire, par voie physico-chimique et/ou biologique, les matières polluantes présentes dans les eaux (composés particuliers et solubles, minéraux et organiques, pathogènes ...).

La maîtrise des procédés utilisés dans le traitement des eaux résiduaires oblige à une démarche de recherche construite autour de plusieurs objectifs interdépendants. Si l'on s'intéresse particulièrement aux procédés mettant en place une voie biologique, il faut considérer successivement plusieurs domaines d'études propres au *Génie des Procédés* :

- L'hydrodynamique.
- Le transfert d'oxygène en réacteur polyphasique.
- Le transport d'une masse biologique dans un système bioréactionnel.
- Les réactions biologiques.

Le Tableau 1, dont les lignes représentent les procédés et dont les colonnes représentent différents domaines du *Génie des Procédés*, symbolise la démarche développée dans notre recherche en montrant l'interdépendance des processus élémentaires analysés et le besoin d'avoir cette démarche complémentaire pour favoriser la maîtrise globale des processus.

Procédés	Phénomènes			
	Hydrodynamique	Transfert d'oxygène en réacteur polyphasique	Transport d'une masse biologique dans un système bioréactionnel	Réactions biologiques
Lits bactériens				
Filtres biologiques		Etudes		
Culture libre				

Tableau 1 : Classement des études suivant les phénomènes et les procédés dans lesquels ils se déroulent.

Chacune des études a permis de mieux comprendre le fonctionnement d'un des procédés utilisés dans le traitement des eaux résiduaires. Dans la conduite de ces études, une démarche de recherches identique a systématiquement été appliquée. Elle est construite en trois étapes :

- *Acquisition de données et analyse dimensionnelle.*
- *Analyse macroscopique.* Cette analyse fait ressortir les paramètres macroscopiques caractéristiques du procédé. Elle est associée au développement de modèles donnant par exemple des cinétiques moyennes ou des vitesses moyennes d'écoulement.
- *Analyse microscopique.* Dans cette analyse le procédé est considéré à une échelle microscopique (dans le temps ou dans l'espace). Cette approche intègre les phénomènes locaux pour caractériser le fonctionnement du procédé.

RESUME DE LA THESE

Thèse de doctorat intitulée « *Simulation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation par l'utilisation des équations de Navier-Stokes associées au modèle k-ε: évaluation de la vitesse moyenne de circulation.* ».

Ce travail a été encadré par le Professeur Michel Roustan (INSA de Toulouse). Il a été soutenu le 20/12/1991 à l'Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse.

Membres du jury : Mr J.M. Audic, DR J. Bertrand, CR H. Boisson,
Pr C. Broudiscou, Pr C. Fonade, Pr M. Roustan.

Résumé :

L'un des ouvrages les plus importants des systèmes d'épuration par voie biologique est constitué d'un bioréacteur dans lequel l'eau à traiter est mise en contact avec une biomasse épurative. Ce contact doit être assuré dans des conditions de mélange définies assurant le maintien en suspension de la biomasse et les transferts entre phases. Dans le cas de petites et moyennes installations, ce bioréacteur est fréquemment constitué d'un chenal en boucle fermée dans lequel le liquide à traiter est mis en mouvement par des mobiles d'agitation. La vitesse moyenne de circulation du liquide dans ce chenal est un des paramètres caractéristiques de son fonctionnement.

L'étude porte sur l'évaluation de cette vitesse moyenne de circulation, ainsi que des profils de vitesses à l'intérieur des réacteur de type chenal. Seul le cas d'un écoulement monophasique a été traité.

Cette étude présente deux méthodes de modélisation que nous qualifierons de macroscopique :

- le bilan global de quantité de mouvement,
 - les principes de l'agitation mécanique en cuve agitée cylindrique,
- et une microscopique basée sur les équations de Navier-Stokes.

La dernière de ces trois approches est particulièrement détaillée.

Nous avons notamment exposé le raisonnement et les approximations sur lesquels est basé le modèle k-ε (cf Perry's Chemical engineer's handbook, Mc Graw Hill, 1997), les conditions aux limites utilisées, la méthode numérique des éléments finis et les techniques de stabilisation et de résolution qui lui sont associées. Ensuite, nous avons appliqué cette méthode à l'aide du logiciel FIDAP sur les six cas expérimentaux suivants : écoulement turbulent dans un tube, le jet dans un milieu infini, la cuve agitée cylindrique, un bassin annulaire de 2800m³, un bassin annulaire de 860m³, un chenal oblong de 1m³.

Les résultats de chacune de ces simulations sont en bon accord avec les résultats expérimentaux.

RESUME SYNTHETIQUE DES TRAVAUX POST-DOCTORAUX

Les recherches effectuées portent sur le développement de modèles et de systèmes de contrôle optimal de procédés. Elles s'appliquent aux bio-procédés et plus particulièrement au traitement des eaux résiduaires. L'activité d'un centre industriel de recherche recouvre naturellement un grand nombre de problèmes liés à ces procédés. Ces problèmes ont été abordés suivant une démarche organisée autour de quatre problématiques du *Génie des Procédés* : l'hydrodynamique, le transfert d'oxygène en réacteur polyphasique, le transport de matière dans un système bioréactionnel et la réaction biologique. Dans chacune de ces disciplines les recherches ont été construites en suivant une démarche identique qui se décompose en trois étapes :

Définition du problème

Chaque étude débute par une analyse de la chaîne de traitement destinée à préciser d'une part les phénomènes rencontrés et, d'autre part, comment le procédé s'insère dans cette chaîne .

- Dans le cas de recherches visant à développer un modèle, ce travail facilite le choix du type de modèle et des paramètres déterminants dans la modélisation. Il fournit, en outre, une estimation des résultats attendus.
- Si l'objectif est de mettre au point un système de contrôle optimal, ce travail préliminaire permet de déterminer aisément les phénomènes importants dans le procédé et la manière de les contrôler pour que le procédé s'insère au mieux dans la chaîne de traitement.

Recherche de solution

Pour chaque étude, après avoir posé le problème, la recherche d'une solution s'est organisée autour de la démarche scientifique suivante :

- *Expérimentation sur pilote et site industriel.* Cette étape permet de cerner les difficultés rencontrées dans la caractérisation du procédé et la représentativité des mesures possibles. Ceci est essentiel afin de savoir interpréter les données expérimentales trouvées dans la littérature. L'expérimentation est également très importante pour déterminer les paramètres (vitesse d'écoulement, pression, concentration, cinétique) qu'il est possible de mesurer avec une précision suffisante.
- *Développement d'une connaissance empirique ou phénoménologique en analysant le procédé à une macro-échelle.* L'expérience acquise sur pilote et sur site industriel est ensuite synthétisée à l'aide d'une approche macroscopique du phénomène étudié. Cette démarche fait apparaître les paramètres déterminants du problème (énergie fournie par unité de volume du réacteur, niveau de charge du procédé). Elle les organise autour d'un modèle généralement simple constitué d'équations algébriques qui lient les paramètres macroscopiques caractéristiques du procédé.
- *Développement de modèles explicatifs par l'étude du procédé à une micro-échelle.* Dans certains cas, les recherches ont été prolongées vers le développement de modèles explicatifs. Ces modèles, plus complexes que les précédents, sont des modèles différentiels dans le temps et parfois dans l'espace. Ils autorisent une analyse du procédé à une micro-échelle et décrivent chacun des phénomènes rencontrés en utilisant des lois universellement reconnues (e.g. équations de Navier-Stokes, transfert aux interfaces, dynamique des populations).
- *Choix du modèle en fonction des besoins.* Les modèles explicatifs vont plus loin dans l'analyse du procédé que les modèles empiriques ou phénoménologiques. Ils permettent des développements scientifiques plus robustes et constituent sans aucun doute une voie d'avenir. Leur développement constitue donc un enjeu important. Le développement de modèles empiriques ou phénoménologiques a néanmoins été poursuivi ceci afin de fournir aux ingénieurs les outils nécessaires à la compréhension des procédés.

Présentation des résultats.

Les recherches qui ont découlé de cette approche ont donné des résultats complémentaires suivant la problématique abordée : l'hydrodynamique, le transfert d'oxygène en réacteur polyphasique, le transport de matière dans un système bioréactionnel et la réaction biologique.

L'hydrodynamique

Cette discipline a été étudiée sous deux aspects.

Tout d'abord les phénomènes hydrauliques considérés à une macro-échelle. Cette démarche a été appliquée à deux types de réacteurs : des chenaux en boucle fermée dans lesquels le liquide est mis en mouvement par des mobiles d'agitation ; des gazosiphons dans lesquels le liquide est mis en mouvement par une injection d'air à la base du réacteur. Elle a montré qu'il est possible de modéliser l'hydrodynamique des chenaux et des gazosiphons à l'aide d'équations du même type que le théorème de Bernoulli. Ce faisant, il est possible de développer un modèle de prédiction de la vitesse de circulation dans ces réacteurs en fonction de paramètres macroscopiques tels que le nombre de pompage des agitateurs ou le débit d'air injecté.

Ensuite l'hydraulique des chenaux d'oxydation a été modélisée par une approche Navier-Stokes permettant l'accès au champ des vitesses d'écoulement en tout point du réacteur.

Le transfert d'oxygène en réacteur polyphasique

Ce transfert a été étudié dans des chenaux en boucle fermée et dans des gazosiphons.

Trois démarches ont été développées sur les chenaux en boucle fermée.

- Premièrement, une étude expérimentale sur site industriel a permis la définition d'un système de mesure en ligne de la capacité d'oxygénation dans les réacteurs industriels.
- Deuxièmement, la mesure des coefficients de transfert couplée à une mesure de l'aire interfaciale par analyse d'image a montré l'importance et la variabilité de l'aire interfaciale.
- Troisièmement, une modélisation du transfert d'oxygène. Cette modélisation couple les équations de Navier-Stokes avec une équation de transport de la phase gaz. Elle donne en chaque point du réacteur un taux de gaz et le coefficient de transfert local.

Dans le cas des gazosiphons, une étude expérimentale pour les régimes d'écoulement di- et tri-phasiques (liquide, gaz, solide) a été menée. Cette étude a montré qualitativement l'évolution du coefficient de transfert en fonction du débit de gaz et du taux de remplissage en solide du réacteur. Les mesures réalisées sur ce réacteur ont été obtenues en eaux claires et avec des solides de petites tailles (2 à 3 millimètres). Il est nécessaire maintenant de considérer des matériaux support plus gros (5-10 mm), recouverts d'un biofilm et immergés dans une eau résiduaire.

Le contrôle de matière dans un système bioréactionnel

Deux systèmes de bioréacteurs sont couramment utilisés en traitement des eaux :

Les premiers reposent sur des cultures en suspension et obligent à une séparation aval par décantation pour assurer la qualité de l'eau traitée et contrôler la masse biologique réactive dans le réacteur par une recirculation partielle des concentrats. De nouveaux modèles de décanteurs ont été développés. Ces modèles sont capables de prédire la distribution des temps de séjour des matières en suspension dans le réacteur. A partir des connaissances acquises lors du développement de ces modèles, un système de contrôle automatique de ces réacteurs a été mis au point.

Le second repose sur des cultures fixées sur un support plus ou moins inerte, le contrôle de la biomasse dans le réacteur est purement hydraulique en imposant localement des contraintes de turbulence appropriées. L'étude expérimentale de ces réacteurs a montré le lien entre l'hydraulique imposée sur ces réacteurs et le transport de matière dans le lit. Des règles à appliquer dans la conduite du procédé ont été définies de façon à éviter le colmatage du lit et la régulation de la masse biologique active.

La réaction biologique

Trois types de réacteurs ont été considérés : les réacteurs contenant une culture bactérienne en suspension, les lits macro-poreux sur lesquels se développe un biofilm, les réacteurs contenant à la fois une culture bactérienne en suspension et un biofilm qui se développe sur un matériau support en mouvement.

- *Les réacteurs contenant une culture bactérienne en suspension.* Le fonctionnement de ces réacteurs a été étudié en développant un modèle explicatif qui utilise la dynamique des populations. Ce travail a débuté par l'étude du domaine de validité des modèles cités dans la littérature. De nouveaux modèles cinétiques ont ensuite été développés. Ces modèles ont une gamme d'application plus large que ceux habituellement utilisés. Un logiciel de simulation destiné aux ingénieurs d'exploitation a été réalisé parallèlement à ces travaux. Enfin un système en ligne d'estimation de l'activité de la culture bactérienne dans les réacteurs industriels a été développé.
- *Les lits macro-poreux sur lesquels se développe un biofilm.* Un grand nombre d'expériences ont été menées afin d'étudier l'ensemble des régimes de fonctionnement de ce type de réacteur. Par la suite, un modèle phénoménologique de l'activité biologique de ces réacteurs a été développé.
- *Les réacteurs contenant à la fois une culture bactérienne en suspension et un biofilm qui se développe sur un matériau support en mouvement.* Ces procédés sont nouveaux, aussi l'essentiel des travaux a consisté à mesurer les cinétiques réactionnelles obtenues dans ces réacteurs pour différents régimes de fonctionnement.

STRATEGIE AUTONOME DE RECHERCHE SCIENTIFIQUE

La démarche originale présentée dans le paragraphe précédent a été mise en œuvre dans un centre industriel de recherche. L'objectif premier de la stratégie de recherche a donc été de développer des connaissances directement applicables sur les sites industriels. Pour cela les recherches ont systématiquement intégré les informations acquises sur ces sites.

Cette démarche s'est nécessairement traduite par une stratégie autonome de recherche (Figure 1). En effet :

- Les informations acquises sur des pilotes sont naturellement plus riches que celles acquises sur les sites industriels. Il a donc été nécessaire de mettre en place une méthodologie originale permettant de rendre compte du fonctionnement de ces installations à partir d'un jeu d'informations réduit.
- L'importance relative des divers phénomènes est différente entre des unités industrielles et des unités-pilotes. Par exemple, dans les grandes unités, les phénomènes de transferts de matière aux interfaces sont beaucoup plus importants que l'avancement des réactions biologiques. Grâce à la prise en compte de données acquises sur des sites industriels, il a été possible de comparer ces résultats et de vérifier l'adéquation d'outils de simulation.

La prise en compte de problématiques industrielles a donc fortement influencé le déroulement de nos recherches. Il a ainsi été nécessaire de vérifier systématiquement que les modèles disponibles dans la bibliographie sont applicables aux cas des sites industriels. Dans certains cas, il s'est avéré nécessaire de modifier les modèles existants. Dans d'autres cas, les modèles existants ont pu être simplifiés afin de faciliter leur utilisation sur site.

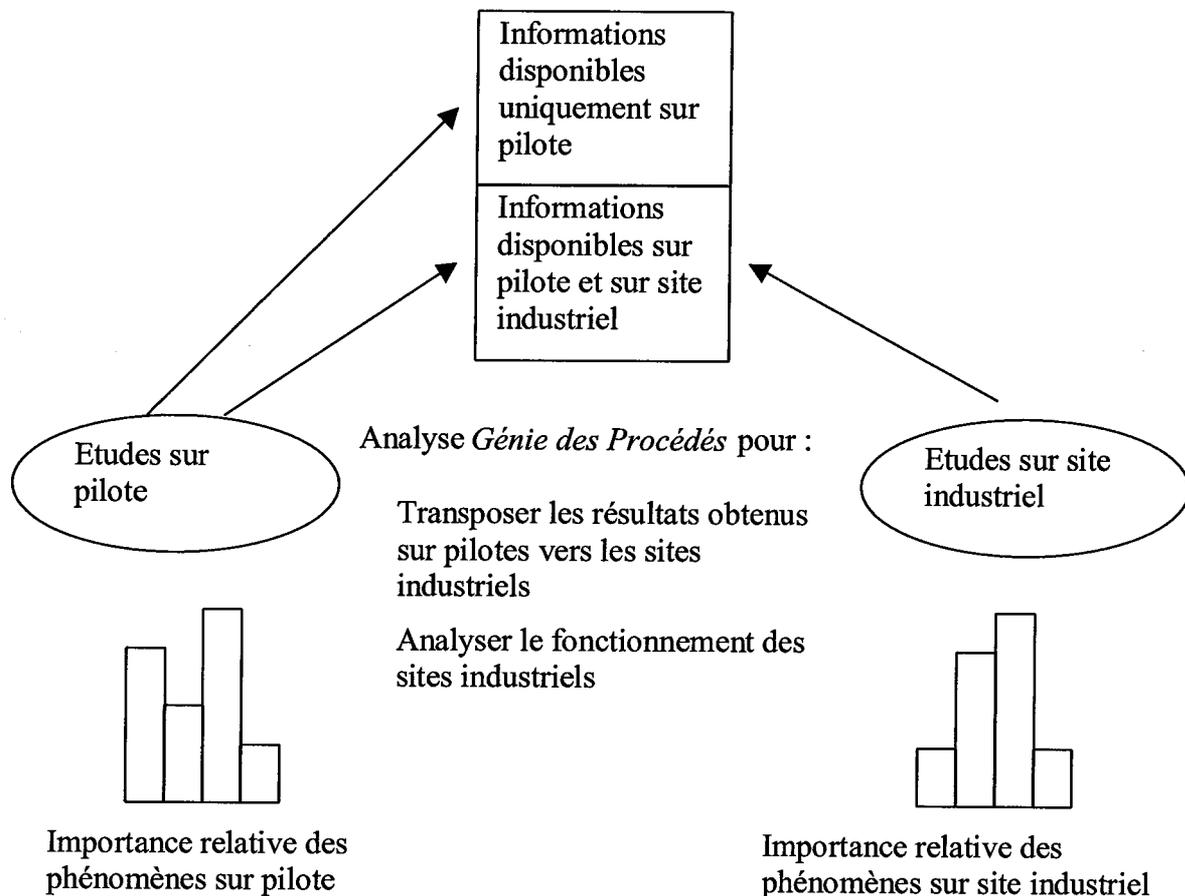


Figure 1 : Développement d'une stratégie autonome de recherches.

CONCLUSION

Plusieurs types de réacteurs ont été étudiés sous différents aspects du *Génie des Procédés*. Chacune des études suit un cheminement similaire :

- L'acquisition de données expérimentales et l'analyse dimensionnelle.
- L'analyse macroscopique du procédé.
- L'analyse microscopique du procédé.

Ces recherches ont débouchés sur plusieurs types de résultats :

- Des avancées scientifiques dans le domaine de la modélisation des bio-procédés.
- Des systèmes de contrôle en ligne des procédés.
- Des logiciels de simulation destinés à aider les exploitants dans la conduite de leur installations.

Plusieurs voies peuvent être envisagées dans la poursuite de ces recherches :

- La mise au point de nouvelles techniques de métrologie.
- Le développement de méthodes de traitement des données acquises en ligne. L'objectif de ces traitements est de remplacer des capteurs délicats à maintenir par des capteurs simples d'entretien couplés à un système de traitement de données.
- La mise en œuvre de méthodes de contrôle utilisant des modèles prédictifs ainsi que des systèmes de diagnostic.
- Le développement de modèles plus précis et dont la gamme d'application est plus étendue.

**Présentation détaillée des
activités de recherche**

Table des matières

1. Introduction générale - Problématique	9
2. Travail de thèse	13
2.1. Introduction	13
2.2. Problématique	13
2.3. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Etat du problème	14
2.4. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche macroscopique	16
2.5. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche microscopique	18
2.6. Conclusion	24
3. Hydrodynamique en chenal d'oxydation et en gazosiphon	25
3.1. Introduction	25
3.2. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche macroscopique	27
3.3. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche microscopique	29
3.4. Hydrodynamique des gazosiphons	31
3.5. Conclusion	38
3.6. Encadrement et production scientifique	38
4. Transfert d'oxygène en réacteur polyphasique	39
4.1. Introduction	39
4.2. Modélisation du transfert d'oxygène dans les chenaux d'oxydation	39
4.3. Transfert d'oxygène dans les gazosiphons	42
4.4. Conclusion	45
4.5. Encadrement et production scientifique	45
5. Transport d'une masse biologique dans un système bioréactionnel	47
5.1. Introduction	47
5.2. Procédés séparatifs par décantation	47
5.3. Contrôle de l'épaisseur de biofilm dans les lits bactériens	53
5.4. Conclusion	56
5.5. Encadrement et production scientifique	57
6. Réactions biologiques	59
6.1. Introduction	59
6.2. Modélisation de l'activité biologique d'une culture en suspension	60
6.3. Etude de l'activité biologique dans les lits bactériens	63
6.4. Etude de la possibilité de nitrification dans les lits bactériens	67
6.5. Amélioration de la nitrification à l'aide de réacteurs hybrides	70
6.6. Conclusion	73
6.7. Encadrement et production scientifique	74

7. Applications industrielles	75
7.1. Classification des études	75
7.2. Mesure en ligne de la respiration d'une biomasse	80
7.3. Mesure en ligne de l'efficacité d'un système d'aération	82
7.4. Développement d'un automatisme de contrôle de l'aération par le rédox et l'oxygène dissous	84
7.5. Automatisation de la recirculation des boues : Cariboue	86
7.6. Les boues activées - Diagnostic	88
7.7. Développement d'un logiciel de simulation du procédé à boues activées	90
7.8. Encadrement et production scientifique	91
8. Tableaux synthétiques	93
8.1. Détail de la production scientifique	93
8.2. Tableau synthétique des sujets de recherche	97
8.3. Tableau synthétique des publications	98
8.4. Tableau synthétique des encadrements et collaborations	100
9. Conclusion générale	103
10. Perspectives	105
10.1. Introduction	105
10.2. Le dimensionnement et la simulation	105
10.3. Le contrôle et les méthodes d'analyses des mesures	106
10.4. Le diagnostic	108
10.5. Conclusion	108
11. Références	111
12. Annexes	113
12.1. Evolution de la vitesse moyenne de circulation en fonction de la vitesse de rotation du mobile d'agitation : Données expérimentales	113
12.2. Lettres d'acceptation des articles non publiés	116
12.3. Résumé des activités d'enseignement	119

Index des figures

<i>Figure 2.1-1</i> : Principe de fonctionnement du procédé à boues activées	13
<i>Figure 2.2-1</i> : Principe des chenaux d'oxydation	14
<i>Figure 2.4-1</i> : Définition du système sur lequel est écrit le bilan de quantité de mouvement	16
<i>Figure 2.4-2</i> : Notations utilisées pour l'écriture du bilan de quantité de mouvement dans un chenal d'oxydation	17
<i>Figure 2.5-1</i> : Lignes de courant expérimentales et simulées dans une cuve agitée.	22
<i>Figure 2.5-2</i> : Profil de vitesse mesurée sur les sections S1 et S9 du chenal d'oxydation de 1m ³ . Ces sections sont définies sur la <i>Figure 12.1-2</i> .	23
<i>Figure 3.1-1</i> : Principe du gazosiphon	25
<i>Figure 3.2-1</i> : Comparaison des vitesses de circulation mesurées et prédites par notre modèle dans le cas du chenal pilote de 1m ³ .	28
<i>Figure 3.2-2</i> : Comparaison des vitesses de circulation mesurées et prédites par notre modèle dans le cas de chenaux industriels	28
<i>Figure 3.3-1</i> : Maillages utilisés au cours des recherches	30
<i>Figure 3.4-1</i> : Schéma de fonctionnement du gazosiphon	31
<i>Figure 3.4-2</i> : Principe de fonctionnement du piège à particules.	33
<i>Figure 3.4-3</i> : Influence de la présence de solide P1 sur la rétention gazeuse globale.	35
<i>Figure 3.4-4</i> : Influence de la présence de solide P4 sur la rétention gazeuse globale.	36
<i>Figure 3.4-5</i> : Influence de la présence de solide P1 sur la vitesse de circulation.	36
<i>Figure 3.4-6</i> : Influence de la présence de solide P4 sur la vitesse de circulation.	36
<i>Figure 3.4-7</i> : Vitesse du liquide en fonction de U_{gr} pour le gazosiphon G1	37
<i>Figure 3.4-8</i> : Vitesse du liquide en fonction de U_{gr} pour le gazosiphon G2.	37
<i>Figure 3.4-9</i> : Vitesse du liquide en fonction de U_{gr} pour le gazosiphon G3.	37
<i>Figure 4.2-1</i> : Schéma du bassin d'aération	40
<i>Figure 4.2-2</i> : Coefficient de transfert calculé en deux dimensions	41
<i>Figure 4.2-3</i> : Écoulement spiralé obtenu pour une vitesse d'écoulement du liquide élevée	42
<i>Figure 4.3-1</i> : Comparaison des coefficients de transfert en colonne à bulle et en gazosiphon.	43
<i>Figure 4.3-2</i> : Rendements d'oxygénation en écoulement di-phasique.	44
<i>Figure 4.3-3</i> : Rendements d'oxygénation obtenus avec du matériau P1.	44
<i>Figure 4.3-4</i> : Rendements d'oxygénation obtenus avec du matériau P4.	44
<i>Figure 5.2-1</i> : Modèle unidimensionnel	49
<i>Figure 5.2-2</i> : Modèle de l'évolution du lit de boues (Station S3)	51
<i>Figure 5.2-3</i> : Courbe de distribution des temps de séjour des MES	52
<i>Figure 5.3-1</i> : Schéma de principe d'une installation à lit bactérien	54
<i>Figure 5.3-2</i> : Rétentions statiques et dynamiques pour une charge hydraulique de 1,6 m/h	56
<i>Figure 6.2-1</i> : Le modèle et les variables d'état	61
<i>Figure 6.2-2</i> : Méthode de description de l'effluent	62

<i>Figure 6.3-1</i> : Composition typique de la DCO à l'entrée et à la sortie d'un lit bactérien fonctionnant à forte charge hydraulique et fort Sk	65
<i>Figure 6.3-2</i> : Composition typique de la DCO à l'entrée et à la sortie du lit bactérien fonctionnant à faible charge hydraulique et faible Sk	65
<i>Figure 6.3-3</i> : Suivi des fractions de DCO entrée/sortie lit bactérien	66
<i>Figure 6.4-1</i> : Lit bactérien pilote	68
<i>Figure 6.4-2</i> : Capacité de nitrification d'un lit bactérien en fonction de la charge organique appliquée.	69
<i>Figure 6.5-1</i> : Principe des réacteurs hybrides	70
<i>Figure 6.5-2</i> : Rendement d'élimination de l'azote avec le réacteur témoin à boues activées.	72
<i>Figure 6.5-3</i> : Rendement d'élimination de l'azote avec le réacteur hybride	72
<i>Figure 7.1-1</i> : Les procédés utilisés dans le traitement des eaux	75
<i>Figure 7.2-1</i> : Evolution de la respiration spécifique pendant et après l'arrivée d'une surcharge de pollution	81
<i>Figure 7.3-1</i> : Validation de la méthode d'estimation du $k_L a$	83
<i>Figure 7.4-1</i> : Principe de fonctionnement de MOGADOR	84
<i>Figure 7.6-1</i> : Réseau d'influence de la troisième étape de Géant	89
<i>Figure 12.1-1</i> : Dimensions du chenal de 1 m ³	113
<i>Figure 12.1-2</i> : Localisation des sections sur lesquelles les champs de vitesse ont été mesurés dans le chenal de 1 m ³	114
<i>Figure 12.1-3</i> : Dimensions des chenaux de 860 m ³ et de 2800m ³	114
<i>Figure 12.1-4</i> : Vitesse de circulation en fonction de la vitesse de rotation des hélices pour le chenal de 860 m ³	114
<i>Figure 12.1-5</i> : Localisation des sections sur lesquelles les champs de vitesse ont été mesurés	115
<i>Figure 12.1-6</i> : Répartition sur une section droite des points de mesure de vitesse. Une mesure a été effectuée à chaque intersection de trait d'axe	115
<i>Figure 12.1-7</i> : Vitesse de circulation en fonction de la vitesse de rotation des hélices dans le chenal de 2800 m ³	115

Index des tableaux

<i>Tableau 2-1</i> : Conditions aux limites utilisées pour modéliser les parois et les surfaces libres	21
<i>Tableau 2-2</i> : Valeurs des coefficients ϕ_1 , ϕ_2 , ϕ_3 et ϕ_4	24
<i>Tableau 3-1</i> : Expression du débit de circulation en fonction du débit de pompage	27
<i>Tableau 3-2</i> : Caractéristiques des gazosiphons étudiés	32
<i>Tableau 3-3</i> : Tableau synthétique des recherches sur l'hydrodynamique	38
Tableau 6-1 : Tableau synthétique des études sur les réactions biologiques	74
<i>Tableau 7-1</i> : Problèmes rencontrés sur une station de traitement des eaux résiduaires urbaines	78
<i>Tableau 8-1</i> : Tableau synthétique des études	97
<i>Tableau 8-2</i> : Tableau détaillé des publications	98
Tableau 8-3 : Tableau synthétique des publications	99
<i>Tableau 8-4</i> : Tableau détaillé des encadrements et collaborations	100
Tableau 8-5 : Tableau synthétique des encadrements	102
<i>Tableau 12-1</i> : Tableau récapitulatif des heures d'enseignement	120

Nomenclature

ε_g	Rétention gazeuse	[-]
ε_l	Rétention liquide	[-]
ε_s	Rétention solide	[-]
ϕ_{O_2}	Flux d'oxygène consommé par la biomasse	[MT ⁻¹]
η_{O_2}	Rendement de transfert en oxygène	[-]
ρ	Masse volumique	[ML ⁻³]
a	Surface interfaciale par unité de volume de réacteur	[L ⁻¹]
C^*	Concentration en oxygène dissous à saturation dans la boue	[ML ⁻³]
C_{MES}	Concentration en matières en suspension dans le bassin d'aération	[ML ⁻³]
C_{O_2}	Concentration en oxygène dissous dans le réacteur	[ML ⁻³]
C_r	Concentration en matières en suspension en fond du décanteur	[ML ⁻³]
D_a	Diamètre d'un mobile d'agitation	[L]
D_b	Diamètre de bulle	[L]
D^e_c	Diamètre équivalent d'un chenal	[L]
D_{LG}	Diffusion moléculaire de l'oxygène dans l'eau	[L ² T ⁻¹]
IM	Indice de Mohlman caractéristique de l'aptitude des boues à décanter	[M ⁻¹ L ³]
k_{La}	Paramètre représentant l'efficacité du système d'aération	[T ⁻¹]
k_L	Coefficient de transfert de l'oxygène à l'interface air/eau	[LT ⁻¹]
L_{eq}	Longueur droite équivalente	[L]
L_u	Périmètre mouillé	[L]
N	Vitesse de rotation	[T ⁻¹]
n	Nombre de bras d'un lit bactérien	[-]
N_{qp}	Nombre de pompage	[-]
Q	Débit traversant le réacteur	[L ³ T ⁻¹]
t_c	Temps de circulation	[T]
t_m	Temps de mélange	[T]
TRS	Temps de séjour des matières en suspension	[T]
U_c	Vitesse de circulation du liquide	[LT ⁻¹]
U_{gr}	Vitesse superficielle de gaz	[LT ⁻¹]
U_p	Vitesse du liquide à la traversée du mobile d'agitation	[LT ⁻¹]
V	Volume du réacteur	[L ³]
V_{LG}	Vitesse relative des bulles de gaz par rapport au liquide	[LT ⁻¹]

Abréviations

ASMI	Activated Sludge Model Number 1
DBO	Demande Biologique en Oxygène
DCO	Demande Chimique en Oxygène
DTS	Distribution des Temps de Séjour
IAWQ	International Association for Water Quality
IWA	International Water Association
MES	Matières En Suspension
MFN	Mécanique des Fluides Numérique
NGI	Azote Global
NTK	Azote Total Kjeldahl
PIV	Particle Image Velocimetry
RPA	Réacteur Parfaitement Agité
RS	Respiration Spécifique

1. Introduction générale - Problématique

Le traitement des eaux repose sur des opérations d'extraction globale ou sélective de composés polluants transportés par la phase aqueuse. Dans le cas de composés dits biodégradables, le procédé d'extraction consiste souvent en une mise en contact de l'eau avec une population biologique adéquate (bactéries, algues, levures). L'élimination des composés se fait alors par opérations successives au niveau de la cellule biologique pouvant inclure des étapes de biosorption, d'hydrolyse ou d'oxydoréduction par exemple. Si les conditions de mélange dans le réacteur sont optimales, l'étude des vitesses réactionnelles montre que l'activité globale dépend directement de la masse biologique présente à condition que l'apport énergétique (oxygène, température...) ou l'environnement physico-chimique soient favorables. L'intensification de tels systèmes réactionnels va donc conduire à développer un milieu où la biomasse est la plus concentrée possible tout en s'assurant de son activité réelle, c'est à dire en assurant un transfert optimal des réactifs et produits entre les phases.

Il est donc aisé de comprendre que l'étude de tels réacteurs multi-phasiques va nécessiter la mise en œuvre des méthodes de *génie des procédés* pour :

- identifier les opérations unitaires de transferts et de réactions,
- définir les outils de compréhension et/ou de dimensionnement,
- définir les conditions limites de fonctionnement et les outils de contrôle.

Un traitement d'eau par voie biologique met en jeu deux problématiques principales. La première est liée à la réaction elle-même : elle intègre les opérations de mise en contact d'une biomasse avec le flux d'eau à traiter, mais aussi le contrôle des réactions liées au développement de cette population. La seconde est relative à l'opération aval de séparation de l'eau traitée et de la biomasse épurative.

Relativement à la première problématique, deux outils du *génie des procédés* sont utilisés :

- Le premier est lié aux interactions entre les différentes phases du milieu. Pour le transfert d'oxygène par exemple, il est important de connaître les besoins en oxygène et de prévoir le mode de transfert adéquat : bullage ou aérateur de surface. Pour la réaction, il est nécessaire de mettre en suspension toute la biomasse présente pour favoriser le contact avec le milieu mais aussi éviter une décantation particulière au fond du réacteur. Mais si l'énergie de circulation et de turbulence mise en place doit être favorable aux transferts entre phases, elle ne doit en aucun cas engendrer des conditions de cisaillement au voisinage de la structure biologique qui génèrent l'étape aval de séparation.
- Le second est lié au génie de la réaction, il englobe la connaissance de l'activité de la biomasse en fonction des conditions hydrodynamiques et environnementales imposées.

Pour la seconde problématique, les outils utilisés reposent sur les notions de séparation liquide-solide principalement par des procédés de décantation. Cette seconde étape peut s'avérer limitante dans la mesure où elle conditionne la séparation ultime des phases et donc la qualité de l'eau traitée. Elle conditionne également la réaction puisque, notamment dans les procédés à culture en suspension de type boues activées, elle impose la concentration en biomasse dans le réacteur.

L'analyse de tels systèmes implique donc, non seulement la connaissance des opérations unitaires, mais également celle des opérations couplées, car l'approche de chaque étape doit être finalement étudiée aussi par rapport au contexte global de l'opération.

Dans tous les cas, les chercheurs essaient de développer des outils qui servent à la compréhension des mécanismes. Ce sont :

- Soit des outils globaux qui analysent le système au niveau macroscopique (macro-échelle), à partir notamment de l'écriture globale de bilans de matière, de chaleur et/ou de quantité de mouvement,
- Soit des outils qui sont développés à partir de l'écriture de bilans au niveau microscopique (micro-échelle). Ces outils conduisent à une résolution plus fine prenant en compte les spécificités de chaque microstructure dans le réacteur. Ils ont été beaucoup développés ces dernières années avec la facilité de manipulation de l'outil numérique.

C'est dans cet esprit que mon activité de recherche a été développée.

A travers ce mémoire qui synthétise les méthodologies mises en œuvre et les principaux résultats obtenus, je vais essayer de montrer en quoi la démarche *Génie des Procédés* décrite ci-dessus a guidé mes réflexions.

Dans ce mémoire je rappellerai d'abord la démarche et les résultats originaux de mon travail de thèse de Doctorat, effectuée sous la Direction du Professeur Michel ROUSTAN, qui m'a permis de mieux appréhender la discipline à travers l'étude de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation. Cette thèse a été l'occasion, pour moi, d'approfondir mes connaissances en mécanique des fluides. Elle a d'abord consisté à appliquer la mécanique des fluides sur des cas théoriques (jet dans un milieu infini), puis sur des expériences de laboratoire (cuve agitée cylindrique), et enfin sur le cas industriel des chenaux d'oxydation. L'outil a été validé sur un cas théorique, il a été paramétré sur un cas parfaitement connu, et appliqué à un cas réel.

Puis j'illustrerai ma participation à la définition de travaux de recherche ayant mis en avant la démarche *Procédés* à travers plusieurs actions, notamment :

- Le génie de la réaction appliqué à l'étude de l'activité épuratoire des cultures biologiques. Pour cela, le *génie des procédés* a été associé à la dynamique des populations. Cette association a permis d'estimer l'importance des paramètres utilisés dans les lois de Monod pour modéliser l'activité d'une culture épuratoire.
- Les notions de transport de masse ont également été appliqués au cas de la séparation de phase par décantation. Ce travail a consisté à étudier comment les relations empiriques classiquement utilisées en *génie des procédés* peuvent s'intégrer dans une modélisation phénoménologique de cette opération unitaire.
- Le *génie des procédés* appliqué au développement de logiques d'automatisation d'unités industrielles. Le *génie des procédés* a permis, dans ce cas, de formaliser simplement les objectifs de logiques d'automatisation.
- La consolidation dans un système expert d'une grande quantité de connaissances relatives au traitement des eaux résiduaires. Dans ce travail de synthèse, le *génie des procédés* a été utilisé pour créer un cadre cohérent dans lequel il a été possible de positionner et relier entre elles l'ensemble de ces connaissances.

Enfin, je conclurai ce mémoire par une réflexion générale sur l'ensemble de ces actions et donnerai quelques précisions sur les perspectives que je souhaite développer dans les années futures.

Pour présenter l'ensemble de ces points et après cette courte introduction, j'ai organisé ce mémoire autour des problématiques suivantes :

- *Hydrodynamique en chenal d'oxydation et en gazosiphon* : Ce chapitre regroupe la synthèse de travaux sur l'hydrodynamique de deux réacteurs : un chenal d'oxydation fonctionnant en écoulement mono-phasique et un gazosiphon utilisant une association air-eau.
- *Transferts d'oxygène en réacteurs polyphasiques*. Dans ce chapitre sont présentées les études sur le transfert d'oxygène dans un gazosiphon et dans un chenal d'oxydation.
- *Transport d'une masse biologique dans un système bioréactionnel*. Les recherches présentées dans ce chapitre portent sur les procédés séparatifs par décantation et sur le transport des matières en suspension dans un lit percolant macro-poreux.
- *Réactions biologiques*. Ce chapitre est constitué de quatre études. Les deux premières portent sur la modélisation des réactions biologiques obtenues d'une part dans une culture libre et d'autre part dans un biofilm. La troisième caractérise la réaction de nitrification d'un biofilm développé dans un lit percolant. Enfin, la quatrième étude s'intéresse aux potentialités des cultures mixtes.
- *Applications industrielles*. Ce chapitre présente tout d'abord une méthode de classement applicable aux études de recherche présentées dans les quatre chapitres précédents ainsi qu'aux applications industrielles auxquelles j'ai collaborées. Ces études sont au nombre de six. Les deux premières décrivent des méthodes d'analyse de données destinées à suivre le fonctionnement d'une installation. Les deux suivantes sont consacrées au développement de systèmes de contrôle de bioprocédés. Les deux dernières décrivent deux logiciels d'aide à la conduite de bioprocédés.
- *Une conclusion générale* qui synthétise les recherches présentées dans ce document.
- *Des perspectives* destinées à tracer des voies possibles de recherche pour les années futures.
- *Un ensemble de tableaux de synthèse* faisant le bilan des sujets de recherche et des publications, encadrement et collaborations qui leur sont associées.

2. Travail de thèse

2.1. Introduction

Un grand nombre de bioprocédés utilisent des "fermenteurs" afin de développer des cultures bactériennes en suspension dans un milieu réactionnel. C'est le principe du procédé le plus répandu dans le traitement des eaux résiduaires : le procédé à boues activées. Ce procédé consiste à maintenir en suspension dans l'eau à traiter une culture biologique (*Figure 2.1-1*). A la différence de ce qui est fait habituellement dans l'industrie des biotechnologies, les réacteurs utilisés sont des réacteurs à ciel ouvert et de grande taille (il faut à peu près un mètre cube de bassin pour traiter la pollution rejetée par cinq habitants). On les appelle des bassins d'activation. En aval de ces bassins, la culture biologique est séparée de l'eau traitée par une étape de décantation. Une part importante de la biomasse est renvoyée dans le bassin biologique assurant ainsi son réensemencement. Une purge est prévue de façon à contrôler la quantité de biomasse contenue dans l'installation.

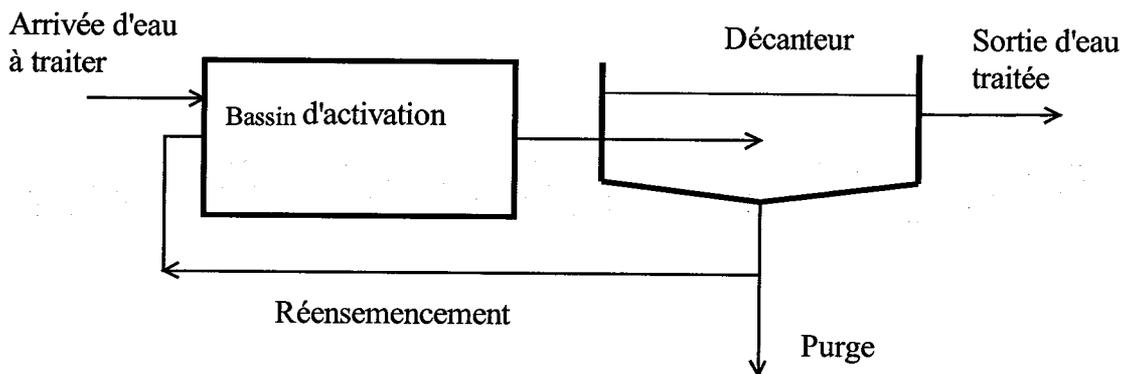


Figure 2.1-1 : Principe de fonctionnement du procédé à boues activées

2.2. Problématique

Pour que l'unité de traitement fonctionne correctement, la culture biologique utilisée dans le procédé à boues activées doit posséder des caractéristiques bien particulières :

- *L'ensemble des matières en suspension doit être regroupé dans les floccs.* Cette propriété est indispensable pour que l'eau, une fois dépolluée par la culture biologique, puisse être débarrassée de cette culture. En effet, l'étape de séparation de phase, située en aval des bassins d'activation, s'effectue généralement par décantation. Au cours de cette étape, les matières en suspension qui ne se trouvent pas dans des floccs décantent plus difficilement et partent souvent dans l'eau traitée. Cette fuite de matières fines diminue la qualité de l'eau traitée.

- Elle doit être constituée de floccs aussi denses que possibles. Comme nous l'avons dit les bassins d'activation sont généralement suivis d'une étape de séparation de phase par décantation. Elle se déroule d'autant plus facilement que la densité des floccs est élevée.
- Elle doit contenir une quantité de bactéries filamenteuses aussi faible que possible. Ces bactéries, de forme très allongée, modifient les propriétés physiques de la culture biologique : la décantation des boues devient difficile voire impossible et une mousse stable se forme à la surface des bassins. La quantité de cette mousse augmente au cours de phases d'aération successives. Elle pose des problèmes d'exploitation très importants (débordement, colmatage).

L'environnement biologique (e.g. oxygénation, pH, équilibre nutritionnel, température) conditionne directement les propriétés des floccs. Il est notamment indispensable de maintenir une culture aérobie dans un milieu homogène et bien aéré. Il faut notamment qu'il n'y ait ni zones mortes, ni dépôts de matières organiques au fond du réacteur. L'hydrodynamique du système est donc un point clé du procédé.

Un bon mélange du milieu favorise, en outre, le contact entre la pollution et la biomasse. Il se traduit par des cinétiques réactionnelles plus élevées.

La forme géométrique du réacteur est importante pour favoriser le mélange. Une technologie fréquemment employée afin de garantir un bon mélange est constituée d'un canal en boucle fermée : le chenal d'oxydation. Le principe de fonctionnement des chenaux d'oxydation est décrit sur la *Figure 2.2-1*. Ces réacteurs de grande taille (quelques milliers de mètres cubes) sont des canaux en boucles fermées dans lesquels le liquide est mis en circulation par des agitateurs à grand diamètre (1,5 à 2,5 m) et à faible vitesse de rotation (de l'ordre d'un tour par seconde). La problématique repose alors sur les conditions à mettre en œuvre pour que ces réacteurs de grand volume fonctionnent de façon homogène : type, nombre, positionnement et puissance des mobiles d'agitation.

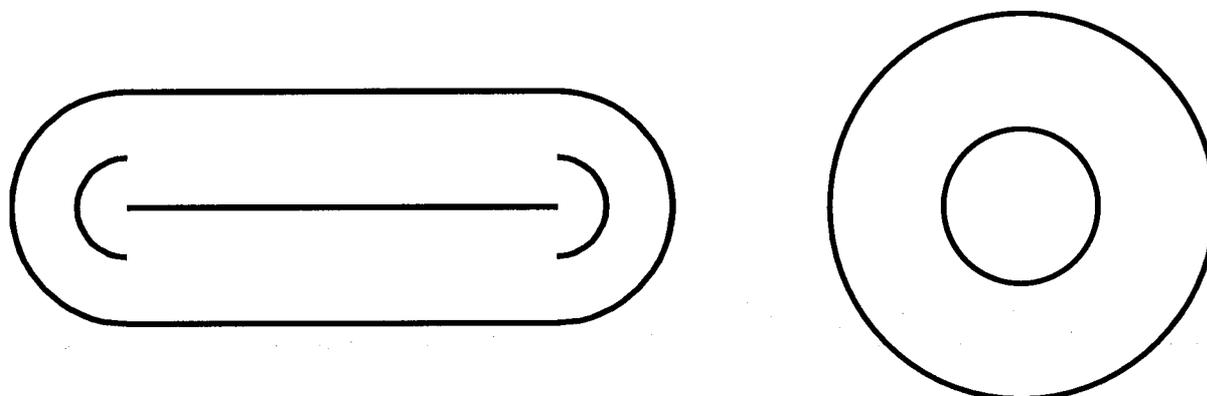


Figure 2.2-1 : Principe des chenaux d'oxydation

2.3. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Etat du problème

L'étude de la sédimentation dans les réseaux d'assainissement a montré qu'il est nécessaire d'assurer une vitesse d'écoulement de 0,30 m/s pour éviter les dépôts particuliers. Ainsi, le critère généralement employé lors du dimensionnement des chenaux d'oxydation est d'assurer

une vitesse minimale de circulation proche de 0,30 m/s. Ce résultat était obtenu en imposant une puissance spécifique dissipée dans les bassins proche de 20 W/m³. Ce critère conduisait souvent à une surestimation de la puissance installée.

Les données expérimentales obtenues sur les bassins que nous avons étudiés montrent que la vitesse de circulation est proportionnelle à la vitesse de rotation de l'agitateur (*Annexe 12.1*), soit une relation de la forme :

$$U_c = \phi_1 N \quad (2.3-1)$$

Le *Tableau 2-2* (Page 24) donne les valeurs du coefficient ϕ_1 dans l'ensemble des cas étudiés.

Les résultats de Raschid-Sally [1984] ont permis d'étendre les résultats obtenus sur des systèmes "cuve-agitateur" de géométrie standard à des systèmes "cuve-agitateur" de géométrie non standard. Il a été montré que dans des chenaux d'oxydation de géométrie semblable à ceux étudiés ici, il était possible d'écrire la relation :

$$U_c = U_p \frac{D_a}{D_c^e} \quad (2.3-2)$$

De très nombreux essais d'origines diverses ont montré que, pour les systèmes "cuve-agitateur" standards fonctionnant en régime turbulent, les nombres de circulation ($N_{qc} = Q_c/ND_a^3$) et de pompage ($N_{qp} = Q_p/ND_a^3$) peuvent être considérés comme constants. Il a été montré [Mezianne, 1988] que ces grandeurs étaient également constantes dans le cas de cuves de géométries non standard et notamment pour les chenaux d'oxydation qui nous intéressent ici. Il est donc possible de déduire à partir de ces relations l'expression de la vitesse de circulation ci-après :

$$U_c = \Phi_2 N$$

avec

$$\Phi_2 = 4 \frac{N_{qp}}{\pi} \frac{D_a^2}{D_c^e} \quad (2.3-3)$$

Cette relation permet de calculer la vitesse de circulation à l'intérieur d'un chenal. Notons que :

- La géométrie d'une section droite de chenal est prise en compte dans cette formule par l'intermédiaire de D_c^e qui en représente le diamètre équivalent.
- La différence de comportement entre un chenal annulaire et oblong, ainsi que l'influence de la valeur du rayon intérieur du bassin annulaire ne sont pas prises en compte dans cette formulation. Cette faiblesse a peu d'importance dans la mesure où, si l'on considère des géométries physiquement réalistes, les longueurs droites équivalentes sont toujours comparables.
- Le mobile d'agitation est caractérisé par le produit $U_p D_a$ (Equation (2.3-2)). D'après ce modèle un jet et un agitateur génèrent le même débit de circulation s'ils ont le même produit $U_p D_a$.

Les valeurs du coefficient ϕ_2 ont été calculées à partir de cette relation empirique dans l'ensemble des cas étudiés. Le résultat de ces calculs est reporté dans le *Tableau 2-2* (Page 24).

Peut-on aller au delà de cette simple relation empirique et définir une relation qui repose sur une démarche scientifique ? Une telle formulation permettrait de mieux appréhender les problématiques de simulation, d'extrapolation et de prise en compte des dysfonctionnements.

Pour répondre à ces objectifs nous avons eu deux approches originales. L'une repose sur l'utilisation d'un bilan de quantité de mouvement est décrite sommairement ci-dessous. L'autre sur les équations de Navier-Stokes est décrite au Paragraphe 2.5.

2.4. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche macroscopique

Cette généralisation constitue un apport original de nos recherches. Elle permet de prendre en compte des bassins de géométrie *a priori* quelconque. L'approche qui a été développée consiste à écrire le bilan global de quantité de mouvement sur le bassin de la même façon que l'on applique le théorème de Bernoulli pour calculer la perte de charge dans un tube [Schutz, 1984]. Pour écrire ce bilan, le bassin est découpé sur et avant l'hélice comme représenté sur la *Figure 2.4-1*. Il a ainsi été défini un système physique auquel il est possible d'appliquer le théorème de conservation de la quantité de mouvement qui se traduit, en utilisant les notations définies sur la *Figure 2.4-2*, par :

$$F_p + F_e = F_c + F_r \quad (2.4-1)$$

Dans l'équation ci-dessus le terme F_p représente la quantité de mouvement introduite dans le système au travers de l'hélice. F_e est la quantité de mouvement introduite par le fluide ne traversant pas l'hélice (*Figure 2.4-2*). F_c est la quantité de mouvement sortant du système au travers de la section S_o définie *Figure 2.4-1* et *Figure 2.4-2*. F_r représente la somme des forces extérieures appliquées au système par frottement contre les parois.

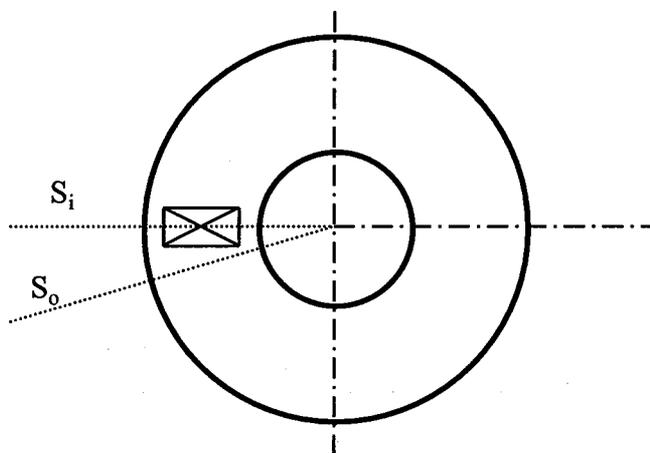


Figure 2.4-1 : Définition du système sur lequel est écrit le bilan de quantité de mouvement

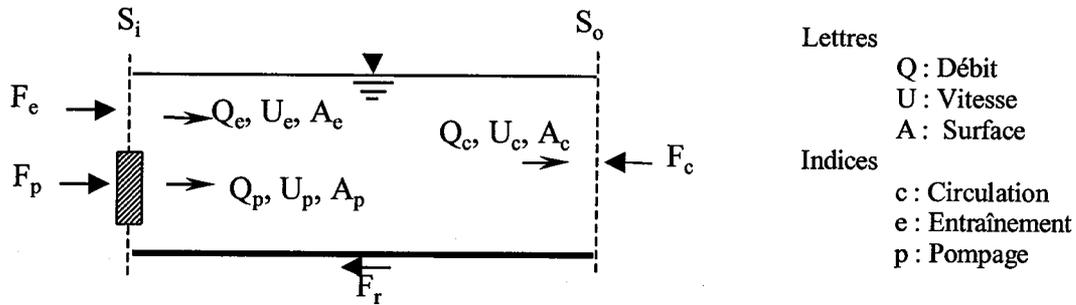


Figure 2.4-2 : Notations utilisées pour l'écriture du bilan de quantité de mouvement dans un chenal d'oxydation

En supposant un profil uniforme, ces termes ont respectivement pour expression :

$$\begin{aligned}
 F_p &= Q_p \rho U_p \\
 F_c &= Q_c \rho U_c \\
 F_e &= Q_e \rho U_e \\
 F_r &= \tau_w l_u l_{eq} = (f/4) \rho U_c l_u l_{eq}
 \end{aligned}
 \tag{2.4-2}$$

L'expression du terme F_r est la même que celle employée lors du calcul de la perte de charge dans un tube. Elle permet de prendre en compte, grâce à l'introduction d'une longueur équivalente, l'influence de la géométrie du chenal sur la vitesse moyenne de circulation du fluide. Pour évaluer la longueur équivalente d'un chenal il est possible de le découper en plusieurs éléments dont on sait calculer la longueur équivalente. La somme des valeurs ainsi obtenues donne la longueur équivalente du chenal pris dans son ensemble. Les valeurs des longueurs équivalentes de sections élémentaires de bassin sont obtenues par application de lois empiriques. Diverses relations sont disponibles dans la littérature [Perry, 1997].

Nous avons ensuite ajouté à l'Equation (2.4-1) l'équation de conservation de masse entre les sections S_i et S_o . Il est alors possible d'obtenir l'expression de la vitesse moyenne de circulation (2.4-3) qui reste proportionnelle à la vitesse de rotation du mobile. Comme précédemment, le coefficient de proportionnalité est fonction du nombre de pompage et du diamètre du mobile d'agitation. Mais il apparaît une notion de longueur équivalente du chenal et un facteur de frottement qui permettent une meilleure caractérisation du chenal.

$$\begin{aligned}
 U_c &= \Phi_3 N \\
 \text{avec} \\
 \Phi_3 &= \frac{N_{qp} D^3}{A_p (\sqrt{\alpha} + 1)} \\
 \text{et} \\
 \alpha &= \frac{f}{4} l_u l_{eq} \frac{A_e}{A_c A_p}
 \end{aligned}
 \tag{2.4-3}$$

Remarque : Cette méthode d'estimation de la vitesse moyenne de circulation comporte une imprécision dans l'évaluation de la longueur droite équivalente du chenal. Plusieurs abaques disponibles dans la littérature ne donnent pas toujours des résultats rigoureusement identiques. Pour réaliser notre étude nous avons choisi des abaques aussi classiques que possible [Perry, 1997].

Remarque : Dans le cas de chenaux munis de deux hélices en série, l'approche décrite ci-dessus peut indifféremment être réalisée en considérant deux moitiés de bassin munies chacune d'une hélice ou une seule section de bassin possédant deux hélices. Dans ces deux cas les formules utilisées sont les mêmes et les résultats sont équivalents (seuls les résultats intermédiaires de calculs diffèrent).

Nous avons calculé à partir de cette relation les valeurs du coefficient ϕ_3 dans l'ensemble des cas que nous avons étudiés. Le résultat de ces calculs est reporté dans le *Tableau 2-2* (Page 24).

2.5. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche microscopique

2.5.1. Problématique

Le critère qui consiste à imposer une vitesse minimale d'écoulement en tout point du réacteur garantit l'absence de zone de dépôt. Il correspond mieux à l'objectif de dimensionnement que le critère d'une vitesse moyenne de circulation. Ce dernier suppose en effet que, pour cette vitesse moyenne de circulation, la vitesse d'écoulement du liquide en tout point du réacteur est suffisante pour éviter les dépôts.

Les méthodes de modélisation macroscopiques étudiées ne permettent en fait que de prédire la vitesse moyenne de circulation et non de prédire la vitesse d'écoulement en tout point du réacteur. Or ceci est l'un des moyens pour dimensionner le réacteur en imposant une vitesse minimale en tout point. Pour cela il est nécessaire d'affiner notre démarche et de considérer les chenaux d'oxydation d'un point de vue microscopique. Cette nouvelle approche de modélisation des chenaux d'oxydation constitue un apport original de nos recherches.

2.5.2. Démarche scientifique

Au cours de ce travail la difficulté a tout d'abord été de définir les conditions aux limites des équations de Navier-Stokes permettant de prendre en compte les parois d'un chenal d'oxydation et sa surface. Le second point délicat a été la prise en compte des mobiles d'agitation.

Pour résoudre ces problèmes nous avons commencé par étudier les cas théoriques de l'écoulement dans un tube et de l'épanouissement d'un jet dans un milieu infini. L'étude de ces cas, bien documentés dans la bibliographie, nous a permis de sélectionner les équations et les conditions aux limites les mieux adaptées à notre problème. Nous avons ensuite validé ces choix sur le cas simple de la cuve agitée. Là encore, ce cas est bien connu des hydrauliciens. Nous avons donc pu comparer les résultats de nos simulations aux données fournies par la bibliographie.

Après ces essais préliminaires nous avons utilisé les données expérimentales acquises sur trois chenaux d'oxydation différents (Annexe 12.1). Nous avons modélisé l'hydrodynamique de ces chenaux d'oxydation à l'aide des équations de Navier-Stokes couplées au modèle de turbulence $k-\varepsilon$ [Rodi, 1980] [Perry, 1997] et aux conditions aux limites validées dans notre étude de la cuve agitée.

Il faut noter, qu'une fois ces difficultés levées, la mécanique des fluides numérique peut modéliser toutes les géométries de bassin : chenal d'oxydation, bassin infiniment mélangé, bassin en écoulement piston.

2.5.3. Les équations résolues

Nous avons utilisé les équations de Navier-Stokes (2.5-1) pour modéliser les écoulements dans les chenaux d'oxydation.

$$\frac{\partial \rho \tilde{U}_i}{\partial t} + \frac{\partial \rho \tilde{U}_k \tilde{U}_i}{\partial x_k} = \frac{\partial \tilde{P}}{\partial x_i} + \tilde{\rho} g_i + \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\mu \left(\frac{\partial \tilde{U}_i}{\partial x_k} + \frac{\partial \tilde{U}_k}{\partial x_i} \right) \right) \quad (2.5-1)$$

L'écoulement dans les chenaux d'oxydation est un écoulement turbulent. Par suite nous n'avons pas pu utiliser directement les équations de Navier-Stokes. Nous avons du utiliser une version modifiée de ces équations. Cette version s'obtient en remplaçant les champs de vitesses et de pressions instantanées dans le réacteur par les champs de ces variables moyennées dans le temps (2.5-2). Ainsi la vitesse d'écoulement en chaque point du réacteur (\tilde{U}) est remplacée par la somme d'une vitesse moyenne (U) et d'une vitesse (u) caractérisant les oscillations du liquide dues à la turbulence. Après avoir réalisé ce changement de variables, les équations Navier-Stokes (2.5-1) se transforment pour faire intervenir comme inconnues les champs de vitesses et pressions moyennes ainsi qu'un tenseur caractérisant la turbulence du milieu (équation (2.5-3)). Ce dernier ($\overline{u_i u_j}$) est appelé tenseur de Reynolds.

$$\begin{cases} \tilde{U}_i = U_i + u_i \\ \tilde{P} = P + p \end{cases} \quad (2.5-2)$$

$$\frac{\partial U_i}{\partial t} + U_j \frac{\partial U_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x_i} + \nu \frac{\partial^2 U_i}{\partial x_j \partial x_j} - \frac{\partial \overline{u_i u_j}}{\partial x_j} \quad (2.5-3)$$

On montre que, dans la mesure où la turbulence est homogène et isotrope, le tenseur de Reynolds peut être estimé par la relation (2.5-4). Cette équation fait intervenir la matrice identité (δ), la viscosité turbulente ν_t , elle-même fonction de deux paramètres : l'énergie cinétique turbulente (k) et la dissipation de cette énergie (ε). Les équations de transport de ces deux paramètres sont données en (2.5-5).

Les équations (2.5-3), (2.5-4) et (2.5-5) sont des équations classiques de la NFM. Nous leur avons associé les conditions aux limites présentées au Paragraphe 2.5.4. La résolution numérique de ce système nous a ensuite donné la vitesse d'écoulement en chaque point du réacteur.

$$\begin{cases} \overline{u_i u_j} - \frac{2}{3} \delta_{ij} k = -\nu_t \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \\ \text{avec} \\ \nu_t = C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \end{cases} \quad (2.5-4)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial k}{\partial t} + U_i \frac{\partial k}{\partial x_i} = \frac{\partial \left(\frac{\nu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_i} \right)}{\partial x_i} + \nu_t \Phi - \varepsilon \\ \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + U_i \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} = \frac{\partial \left(\frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right)}{\partial x_i} + c_1 \frac{\varepsilon}{k} \nu_t \Phi - c_2 \frac{\varepsilon^2}{k} \end{array} \right. \quad (2.5-5)$$

avec

$$\begin{array}{ll} 2S_{ij} = \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} & \sigma_k = 1 \\ \Phi = 2S_{ij} S_{ji} & \sigma_\varepsilon = 1,3 \\ & c_1 = 1,44 \\ & c_2 = 1,92 \end{array}$$

2.5.4. Les conditions aux limites

Nous avons utilisé les conditions aux limites habituelles pour prendre en compte les parois et la surface des réacteurs. Elles sont synthétisées dans le *Tableau 2-1*. Dans ce tableau nous faisons référence à des relations empiriques. Ces relations lient les profils de k et de ε à la vitesse d'écoulement du liquide à une certaine distance de la paroi [Chatellier, 1991].

Nous allons maintenant revenir sur les conditions aux limites employées dans les calculs pour modéliser une hélice.

Le but de notre thèse était de modéliser les écoulements engendrés par un ou plusieurs jets dans un bassin de grand volume. Cette modélisation est destinée à évaluer, d'une part, les paramètres globaux caractéristiques du fonctionnement hydrodynamique des bassins, d'autre part, les profils de vitesses dans des zones relativement éloignées des régions où sont générés les jets. En effet les zones situées en sortie de jet sont caractérisées par des vitesses d'écoulement élevées et donc ne constituent pas un point critique lors du dimensionnement des bassins. Une étude antérieure [Raschid-Sally, 1984] a montré que, à vitesse et diamètre identiques, l'action d'un jet sur les paramètres qui nous intéressent est la même quelle que soit la façon dont ce jet a été généré. C'est pourquoi nous avons modélisé une hélice par un jet carré de même surface et d'égal débit de pompage. Cette façon de faire nous a donné des résultats convenables dans tout le bassin mis à part les zones situées immédiatement en sortie des hélices.

2.5.5. La méthode de résolution

Nous avons ensuite utilisé la méthode de résolution des éléments finis. Cette méthode décrite en détail dans notre thèse possède de nombreux avantages.

Tout d'abord les méthodes aux éléments finis sont d'une grande rigueur, notamment pour la prise en compte des conditions aux limites, les interpolations et le passage du problème continu au problème discret. Elles renvoient à des principes mathématiques bien connus ce qui favorise la conception d'algorithmes efficaces en permettant de mieux cerner les difficultés.

Mais, outre ce formalisme mathématique très strict, elles offrent la possibilité d'adapter parfaitement le maillage à la géométrie, ce qui a fait leur succès. Ne s'appuyant plus comme les méthodes aux différences finies sur des maillages structurés de type grille, les éléments

permettent d'une part d'approcher des frontières de forme complexe et d'autre part de raffiner localement le maillage là où cela est nécessaire.

	Paroi	Surface	Jet
Vitesses	Vitesses nulles	La composante de la vitesse perpendiculaire à la surface est nulle. La dérivée suivant la normale à la surface des deux autres composantes du vecteur vitesse est nulle.	Vitesse axiale fixée. Vitesses radiales et orthogonales nulles.
Energie cinétique turbulente	Relation empirique	Dérivée suivant la normale à la surface nulle	Relation empirique
Dissipation de l'énergie cinétique turbulente	Relation empirique	Dérivée suivant la normale à la surface nulle	Relation empirique

Tableau 2-1 : Conditions aux limites utilisées pour modéliser les parois et les surfaces libres

2.5.6. Modélisation de la cuve agitée

Nous avons tout d'abord validé nos conditions aux limites (Paragraphe 2.5.4) et notre méthode de résolution (Paragraphe 2.5.5) sur les cas simples de l'écoulement dans un tube et de l'écoulement d'un jet dans un milieu infini. Nous avons ensuite étudié le cas de la cuve agitée cylindrique. Ce travail a pour but de valider les équations résolues, les conditions aux limites et le logiciel de simulation. Nous avons considéré trois cuves agitées : deux de géométrie standard et une disponible dans notre laboratoire. Pour chacune de ces configurations nous avons calculé les champs de vitesse, de pression et de turbulence. La représentation des lignes de courant déduites du champ de vitesse (telle que celle donnée sur la *Figure 2.5-1*) nous permet de calculer la hauteur de l'œil de circulation de l'écoulement. Nous pouvons alors tracer l'évolution de la vitesse axiale suivant un rayon situé à cette hauteur. La courbe ainsi obtenue nous permet, par simple intégration, d'obtenir le débit de circulation associé à l'écoulement étudié.

Les résultats des calculs ont été comparés, dans le cas des cuves de géométrie standard, aux valeurs données dans la littérature [Bruxelmann, 1976]. Ce travail a montré une bonne prédiction de l'écoulement (*Figure 2.5-1*).

Une fois ce travail de validation réalisé, nous avons cherché à modéliser les écoulements dans les chenaux d'oxydation.

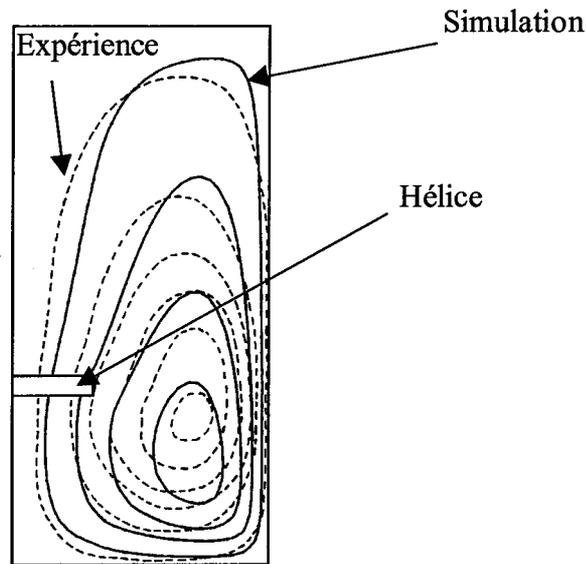


Figure 2.5-1 : Lignes de courant expérimentales et simulées dans une cuve agitée.

2.5.7. Modélisation des chenaux d'oxydation

Nous avons modélisé les trois chenaux d'oxydation étudiés en utilisant les équations, les conditions aux limites et la méthode numérique mentionnées aux Paragraphes 2.5.3, 2.5.4 et 2.5.5. Ce travail nous a donné les champs de vitesse, de pression et de turbulence dans chacun de ces trois chenaux. A partir de ces données nous avons établi des cartes iso-vitesses. Nous avons ensuite validé le résultat de ces simulations suivant deux critères : la prédiction de la vitesse moyenne de circulation, la prédiction du champ de vitesse sur plusieurs sections de référence des bassins (*Figure 12.1-2* et *Figure 12.1-5*).

D'après les résultats de nos simulations, la vitesse de circulation est proportionnelle au débit de pompage, lui-même proportionnel à la vitesse de rotation de l'hélice. Nous avons donc synthétisé les résultats de nos simulations en utilisant la relation (2.5-6).

$$U_c = \phi_4 N \quad (2.5-6)$$

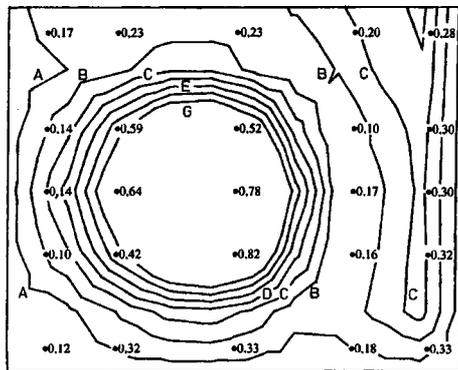
Ces résultats sont reportés dans le *Tableau 2-2*. Les coefficients de proportionnalités entre le cas expérimental (ϕ_1) et la mécanique des fluides numérique (ϕ_4) sont globalement bien prédits.

Nous avons également validé notre modèle en comparant les champs de vitesses simulés et mesurés sur plusieurs sections des chenaux de 1 et 2800 m³ (*Figure 12.1-2* et *Figure 12.1-5*). La *Figure 2.5-2* montre un exemple de cette comparaison. Elle représente les résultats expérimentaux (vitesses relevées sur les points d'un maillage) comparés aux résultats de la simulation (courbes iso-vitesses). La comparaison de l'ensemble des champs de vitesse simulés et mesurés nous montre un bon accord général entre les résultats numériques et expérimentaux. On peut toutefois formuler deux critiques : la vitesse en sortie d'hélice est assez mal estimée, la vitesse en fond de bassin est systématiquement sous évaluée par la méthode numérique.

La première des deux critiques peut trouver sa justification dans le fait que nous avons assimilé l'écoulement en sortie de l'hélice à un jet carré. La forme du jet a visiblement peu

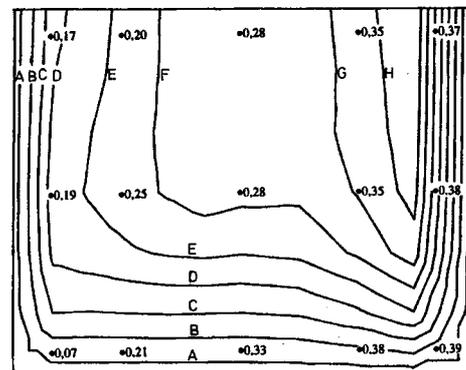
d'effet sur le résultat obtenu puisque dès les premiers plans en aval de l'hélice on obtient des courbes iso-vitesses circulaires. Par contre cette approximation implique que la composante radiale de la vitesse ainsi que l'intensité de la turbulence en sortie d'hélice ont été négligées ou sous-estimées. Le résultat de notre calcul nous donne ainsi des profils de jet plus pointus que dans la réalité.

Le deuxième défaut de nos résultats est de sous-estimer systématiquement la vitesse en fond de bassin. Ceci est probablement dû au fait que, suite à des limitations de mémoire à l'ordinateur et de temps de calcul, nous n'avons pas pu employer de densités plus élevées du maillage en fond de bassin.



A	0,05 m/s	B	0,15 m/s
C	0,25 m/s	D	0,35 m/s
E	0,45 m/s	F	0,55 m/s
G	0,65 m/s		

Section 1



A	0,025 m/s	B	0,075 m/s
C	0,125 m/s	D	0,175 m/s
E	0,225 m/s	F	0,275 m/s
G	0,325 m/s	H	0,375 m/s

Section 9

Figure 2.5-2 : Profil de vitesse mesurée sur les sections S1 et S9 du chenal d'oxydation de 1m^3 . Ces sections sont définies sur la Figure 12.1-2.

		Diamètre (m)	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	ϕ_4
1 m ³	Hélice marine	0,15	0.027	0.031	0.032	
	Hélice A310	0,15	0.040	0.038	0.040	0,036
		0,20	0.054	0.061	0.062	0,049
	TPI 40°	0,10	0.014	0.019	0.018	0,015
		0,15	0.036	0.042	0.044	
		0,20	0.075	0.065	0.073	
860 m ³	TMI	1,3	0.50	0.60	0.58	0,53
2800 m ³	TMI	1,3	0.45	0.42	0.40	0,38

Tableau 2-2 : Valeurs des coefficients ϕ_1 , ϕ_2 , ϕ_3 et ϕ_4

2.6. Conclusion

Le travail que nous venons de présenter nous a permis de modéliser le comportement hydrodynamique de chenaux d'oxydation.

Dans les paragraphes précédents nous avons montré que la vitesse de circulation est proportionnelle à la vitesse de rotation de l'agitateur. Trois coefficients de proportionnalité ont été obtenus : ϕ_1 , ϕ_2 et ϕ_3 . Ils sont respectivement associés aux cas expérimentaux, à la similitude avec le système cuve agitateur, au bilan macroscopique de quantité de mouvement. Les valeurs de ces coefficients sont reportées dans le *Tableau 2-2*. Dans ce tableau nous voyons que, pour un même cas expérimental, les valeurs des coefficients ϕ_1 , ϕ_2 et ϕ_3 sont proches. Les modèles macroscopiques permettent donc de prédire la vitesse moyenne de circulation.

Dans le Paragraphe 2.5 nous avons présenté puis appliqué une méthode plus fine de modélisation, qui consiste à chercher numériquement une solution approchée des équations de Navier-Stokes associées à un modèle de turbulence dans lesquelles les mobiles d'agitation sont modélisés par des jets. Cette technique nous a permis d'obtenir, loin des mobiles, des profils de vitesse dans les chenaux d'oxydations avec une erreur par rapport au cas expérimental de l'ordre de 15%.

3. Hydrodynamique en chenal d'oxydation et en gazosiphon

Mon travail de thèse a montré qu'il est possible de prédire l'hydrodynamique des réacteurs de grande taille, tels que les chenaux d'oxydation utilisés dans le traitement des eaux. Dans ce chapitre nous avons regroupé une synthèse des travaux post-doctoraux entrepris en collaboration avec l'équipe du Professeur Michel ROUSTAN (INSA-LIPE, Toulouse) et ayant fait l'objet de la co-direction (30 %) de deux thèses. L'objectif était de généraliser l'approche développée dans mon travail de thèse à d'autres configurations du chenal d'oxydation ou à d'autres réacteurs de traitement des eaux fonctionnant en boucles tels que les gazosiphons.

3.1. Introduction

Au cours de ces recherches deux types de réacteurs différents ont été étudiés : le chenal d'oxydation et le gazosiphon.

L'intérêt et le principe des chenaux d'oxydation sont donnés au Paragraphe 2.2.

Le second type de réacteurs étudié sont les gazosiphons. Le principe de ces réacteurs est décrit par la *Figure 3.1-1*. Ces réacteurs sont constitués par deux parties rectangulaires séparées par une paroi. Le liquide peut passer en dessus et en dessous de cette paroi. Comme dans le chenal d'oxydation, il subit un mouvement circulaire. Contrairement au chenal d'oxydation où le liquide est mis en mouvement par un mobile d'agitation, cette circulation est engendrée par une injection d'air dans l'une des deux parties rectangulaires. La différence de densité entre ces deux parties induit la circulation du liquide.

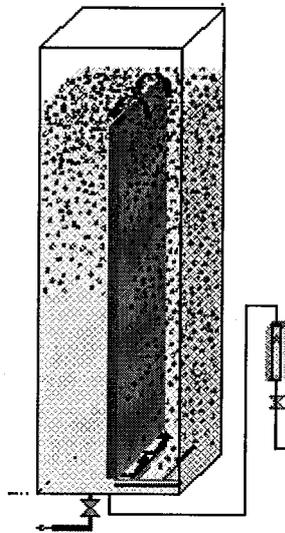


Figure 3.1-1 : Principe du gazosiphon

Ces gazosiphons fonctionnent soit en écoulement di-phasique (air ; eau), soit en écoulement tri-phasique (air ; eau ; particules de matériau plastique de densité inférieure à l'eau dans notre cas). Dans ces réacteurs, l'énergie nécessaire au transport et à l'agitation des phases n'est pas fournie par un système extérieur (agitateur ou pompe), mais simplement par l'air injecté. La fluidisation du solide est en partie assurée par la circulation du liquide, elle-même engendrée

par une différence de pression hydrostatique en bas de chacun des deux compartiments du réacteur. L'injection de l'air, en diminuant la densité apparente dans un des compartiments du réacteur, est un paramètre important pour la fluidisation du solide.

Les objectifs communs de ces recherches sont de favoriser les transferts et d'éviter la décantation des particules. Pour cela, les recherches se sont tout d'abord axées sur une méthode de prédiction de la vitesse moyenne de circulation dans chacun de ces deux réacteurs. Dans le cas du gazosiphon, cette vitesse découle du débit gazeux injecté au fond du réacteur. Elle est liée au débit de pompage du mobile d'agitation dans le cas du chenal d'oxydation. Dans une étape plus avancée, un second objectif de ces recherches est de développer des méthodes de simulation capables de prédire la vitesse d'écoulement en tout point de ces réacteurs.

Ces deux types de réacteurs (le gazosiphon et le chenal d'oxydation) présentent des similitudes. Dans chacun de ces réacteurs le liquide s'écoule en boucle fermée. L'énergie apportée pour mettre en mouvement le liquide est dissipée dans les deux cas sous forme de pertes de charges. Dans le cas du gazosiphon cette énergie est apportée par le débit d'air injecté. Le débit de pompage fournit l'énergie dans le cas du chenal d'oxydation. Comme ces deux réacteurs possèdent des points communs assez forts, la démarche de recherche a été construite en suivant les mêmes étapes dans ces deux cas :

Premièrement, un recueil de données de fonctionnement par une recherche bibliographique couplée à une étude expérimentales. L'expérimentation est nécessaire pour bien comprendre la signification des données recueillies dans la littérature.

Deuxièmement, une analyse dimensionnelle de ces réacteurs. Ce travail fait apparaître des paramètres caractéristiques des réacteurs. Dans les deux cas, l'analyse dimensionnelle caractérise le réacteur par la section d'écoulement du fluide (ou son diamètre équivalent) et par divers paramètres de fonctionnement.

Troisièmement, les équations de conservation de masse et de quantité de mouvement pour mieux comprendre le fonctionnement du réacteur. Ce travail constitue un apport original de ces recherches. Il consiste à partitionner le réacteur en un petit nombre de sous-ensembles et à écrire sur chacun de ces sous-ensembles les bilans de masse et de quantité de mouvement. Il formalise ainsi de façon macroscopique l'hydrodynamique du réacteur. Cette formalisation débouche sur une relation entre les paramètres caractéristiques du problème (e.g. vitesses moyenne de circulation, débits de pompage, géométrie). L'originalité de cette démarche est d'avoir utilisé les équations de conservation pour retrouver et expliciter certaines des relations issues de l'analyse dimensionnelle.

Quatrièmement, l'utilisation de la mécanique des fluides numérique pour appliquer les équations de Navier-Stokes au cas des réacteurs de traitement des eaux. Ce travail constitue un autre apport original de ces recherches. Par rapport aux approches précédentes il prend en compte la nature tri-dimensionnelle de l'écoulement. Les équations fondamentales de la mécanique des fluides sont utilisées sous leurs formes différentielles sans être simplifiées. Les termes inconnus apparaissent alors clairement dans ces équations. Cette approche ouvre ainsi de nouveaux domaines de recherche destinées à prendre en compte à une micro-échelle les paramètres de l'écoulement.

Au cours de ces travaux, les quatre étapes ont été couvertes dans le cas des chenaux d'oxydation. L'étude des gazosiphons étant moins avancée, elle ne recouvre que les trois premières étapes.

3.2. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche macroscopique

3.2.1. Problématique

La problématique associée à ce paragraphe a été abordée au cours de notre travail de thèse. Elle a été décrite aux Paragraphes 2.2 et 2.4.

3.2.2. Démarche scientifique

Les deux premières étapes de la démarche scientifique utilisée (recueil de données et analyse dimensionnelle) ont été présentées dans notre travail de thèse (Paragraphe 2.3). La troisième étape de cette démarche a également été initiée au cours de ce travail (Paragraphe 2.4). Elle a été reprise et approfondie pendant ces travaux post-doctoraux dont une synthèse est donnée ci-dessous.

3.2.3. Principaux résultats : bilan macroscopique de quantité de mouvement

Les résultats présentés au Paragraphe 2.4 ont été repris et étendus. Plusieurs expressions analytiques de la vitesse moyenne de circulation ont ainsi été obtenues. Chacune de ces expressions est associée à une configuration de chenal d'oxydation (*Tableau 3-1*).

Position des agitateurs	Un agitateur	Deux agitateurs en parallèle	Deux agitateurs en série
Expression de α	$\alpha = \frac{f}{2} l_u l_{eq} \frac{A_e}{A_c A_p}$	$\alpha = f l_u l_{eq} \frac{A_e}{A_p A_c}$	$\alpha = \frac{f}{2} l_u \frac{l_{eq}}{2} \frac{A_e}{A_c A_p}$
Expression de U_c	$\frac{U_c}{U_p} = \frac{1}{\sqrt{\alpha} + 1}$	$\frac{U_c}{U_p} = 2 \frac{1}{\sqrt{\alpha} + 2}$	$\frac{U_c}{U_p} = \frac{1}{\sqrt{\alpha} + 1}$
	Travail de thèse	Travail post-doctoral	

Tableau 3-1 : Expression du débit de circulation en fonction du débit de pompage

Ces relations ont ensuite été validées sur le cas du chenal pilote présenté sur la *Figure 12.1-1*. Pour cela trois configurations ont été testées : une hélice, deux hélices en parallèle et deux hélices en série. Dans chacun de ces cas les vitesses de circulation prédites ont été comparées aux valeurs mesurées. Ce travail a été fait pour plusieurs vitesses de rotation de l'hélice. Les résultats présentés dans la *Figure 3.2-1* montrent que le modèle prédit correctement la réalité.

Les prévisions du modèle décrit sur le *Tableau 3-1* ont également été vérifiées dans le cas de chenaux industriels. Comme le montre la *Figure 3.2-2*, le modèle prédit bien les vitesses moyennes de circulations dans ces ouvrages.

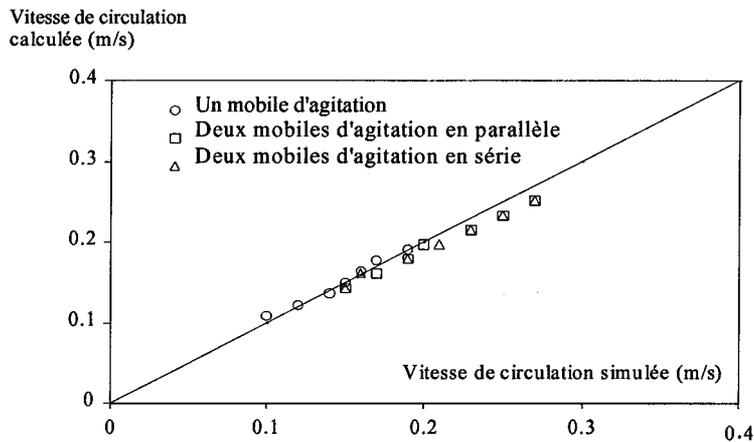


Figure 3.2-1 : Comparaison des vitesses de circulation mesurées et prédites par notre modèle dans le cas du chenal pilote de 1m³.

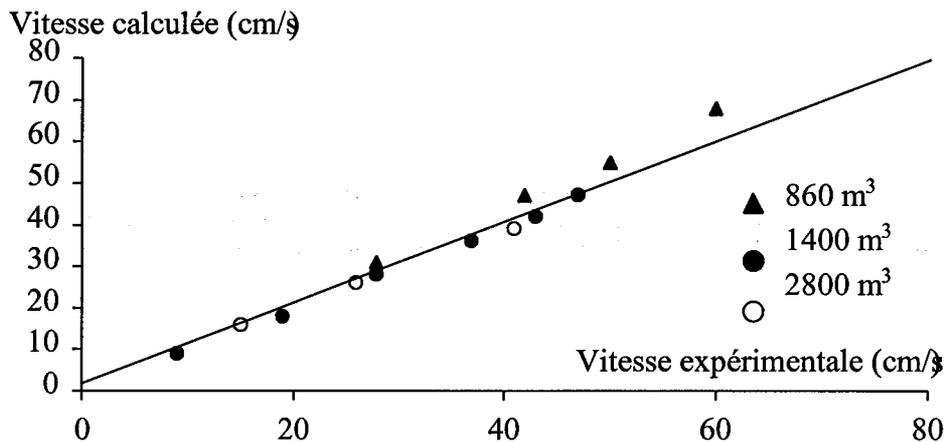


Figure 3.2-2 : Comparaison des vitesses de circulation mesurées et prédites par notre modèle dans le cas de chenaux industriels

3.2.4. Perspectives

Les mesures expérimentales ont montré que la vitesse de circulation est proportionnelle au débit de pompage. L'écriture d'un bilan de quantité de mouvement sur ces réacteurs a permis de retrouver cette relation et d'en comprendre l'origine. Ce bilan fait intervenir des pertes de charges linéaires et singulières caractérisées par des longueurs droites équivalentes. Dans les travaux présentés ici, ces longueurs droites équivalentes ont été estimées à partir de données bibliographiques. Il faut à l'avenir développer une méthodologie expérimentale destinée à mesurer les pertes de charges engendrées par chacune des parties des chenaux d'oxydation. Il sera alors possible d'acquérir les données expérimentales nécessaires à l'établissement d'abaques spécifiques au cas des chenaux d'oxydation. Le bilan de quantité de mouvement sera alors appliqué avec les pertes de charges mesurées. La comparaison de la vitesse de circulation obtenue au cours de ces calculs aux valeurs expérimentales constituera une validation supplémentaire.

Pour aller plus loin il est nécessaire d'étudier l'impact de l'aération sur la vitesse de circulation. On sait que l'aération diminue la vitesse de circulation. A partir de l'approche macroscopique il sera possible de quantifier les pertes de charges générées par l'aération sous forme, par exemple, d'un facteur de Moody (f) spécifique aux zones aérées. Pour réaliser ce travail il est nécessaire de reprendre les mesures de vitesse de circulation disponibles dans la bibliographie, éventuellement de les compléter et de leur appliquer l'approche macroscopique.

Les mesures de vitesse de circulation sont difficiles à réaliser particulièrement sur les sites industriels. Elles nécessitent en effet de mesurer la vitesse d'écoulement du liquide en plusieurs points d'une section du chenal. Il est indispensable, pour pouvoir auditer rapidement le fonctionnement des installations industrielles, de développer une méthode rapide de mesure de cette vitesse de circulation.

3.3. Modélisation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation : Approche microscopique

Les deux premières étapes de la démarche scientifique décrite au Paragraphe 3.1 ont été réalisées lors d'études antérieures (Paragraphe 2.3). La troisième étape de cette démarche est résumée aux Paragraphes 2.4 et 3.2.3. Nous allons maintenant aborder la quatrième et dernière étape de la démarche scientifique : le calcul de la vitesse d'écoulement en tous points des chenaux d'oxydation à l'aide de la mécanique des fluides numérique. Cette étape a été initiée au cours de notre travail de thèse (Paragraphe 2.5). Elle a été poursuivie en testant d'autres méthodes de résolution des équations de Navier-Stokes.

3.3.1. Principaux résultats

3.3.1.1. Les équations et les méthodes de résolution

L'écoulement dans chacun des chenaux d'oxydation présentés Annexe 12.1 a été modélisé à l'aide des équations de Navier-Stokes. Le modèle de turbulence $k-\varepsilon$ (Paragraphe 2.5.3) a été associé à ces équations.

La méthode des éléments finis a tout d'abord été utilisée pour résoudre ces équations. Cette méthode a été mise en œuvre au cours de notre travail de thèse à l'aide d'un logiciel de mécanique des fluides numérique : FIDAP. Par la suite, au cours des travaux de thèse co-encadrés, un autre logiciel a été utilisé : ESTET. Il repose sur la méthode numérique des différences finies.

Pour résoudre les équations du modèle, ces logiciels découpent le réacteur à simuler en volumes élémentaires : les mailles (*Figure 3.3-1*). A la suite de ce découpage les équations aux dérivées partielles du modèle sont transformées en un système algébrique. La méthode des éléments finis autorise des maillages plus lâches que la méthode des différences finies. Ceci est d'autant plus vrai que le logiciel FIDAP n'utilise pas la même base de fonctions pour les zones proches et éloignées des parois. Aucun de problèmes particuliers de maillage n'a donc été rencontré dans la méthode des éléments finis. Par contre, il a été nécessaire de réaliser une étude détaillée de la technique de maillage à employer dans la méthode des différences finies. Il apparaît que, dans ce cas, le maillage doit être suffisamment fin pour que la première maille soit située entièrement dans la sous-couche visqueuse. Si cette condition n'est pas vérifiée, les vitesses d'écoulements du fluide diffèrent de celles mesurées expérimentalement.

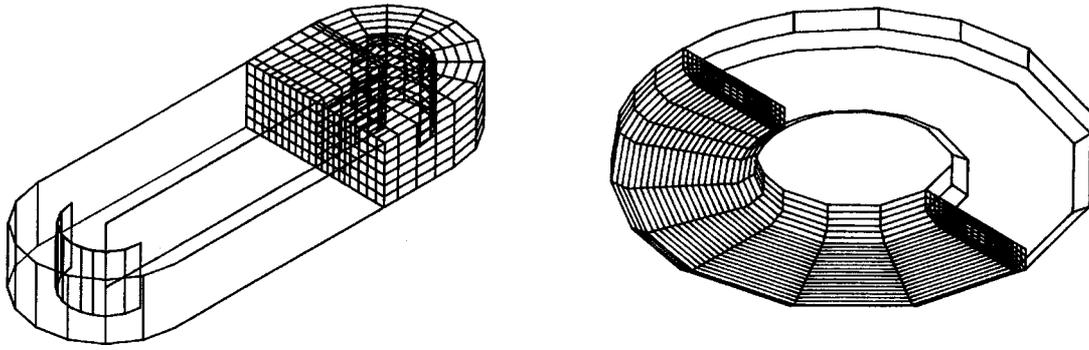


Figure 3.3-1 : Maillages utilisés au cours des recherches

3.3.1.2. Les conditions aux limites

Des études préalables [Rachid-Sally, 1984] [Mezianne, 1988] ont consisté à mesurer, sur le chenal de 1m^3 , les vitesses moyennes de circulation engendrées par un mobile d'agitation ou par un jet. L'expérience a montré que ces deux vitesses de circulations dépendent uniquement du produit $U_p D_a$. Nous avons donc supposé au cours de notre travail de thèse, que si l'on s'intéresse à la vitesse moyenne de circulation, l'action d'un mobile d'agitation peut être modélisée comme celle d'un jet. Les conditions aux limites caractéristiques d'un jet ont tout d'abord été utilisées pour modéliser les mobiles d'agitation.

Par la suite, au cours des travaux de thèse co-encadrés, une étude plus fine de l'écoulement en sortie du mobile d'agitation a montré une différence entre le nombre de pompage mesuré et sa valeur donnée pour des conditions standards. En effet, le nombre de pompage donné dans les abaques est mesuré dans une cuve cylindrique pour des conditions standards [Roustan, 1999]. Dans un chenal d'oxydation il est tout à fait possible que le nombre de pompage soit quelque peu différent par rapport à la valeur mesurée dans les conditions standards. Le nombre de pompage dépend alors de la géométrie de l'ouvrage dans lequel se trouve le mobile d'agitation. Suite à la mise en évidence de ce phénomène par des mesures de PIV (Particle Image Velocimetry), le nombre de pompage du mobile a été modifié tout en conservant les caractéristiques d'un jet pour modéliser les mobiles d'agitation. Suite à cette modification, les simulations rendent très bien compte des résultats expérimentaux.

3.3.2. Perspectives

Avec la mécanique des fluides numérique un niveau très élevé de précision a été atteint dans la description de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation. Cette méthode fournit la vitesse d'écoulement du liquide en tout point du réacteur. Les techniques expérimentales qui permettent d'atteindre cette information sont très difficiles à mettre en œuvre, elles nécessitent des moyens importants.

Pour valider ces modèles sur d'autres régimes de fonctionnements des chenaux d'oxydation, il faut étudier comment la mécanique des fluides numérique prend en compte l'impact de l'aération sur l'écoulement. Ce travail peut tout d'abord être réalisé qualitativement en mesurant la position, la forme et la taille des yeux de recirculation visibles à la surface du liquide. Un couplage de ces informations avec des mesures de vitesses moyennes de circulations complètera la validation de cet outil.

Les caractéristiques rhéologiques de la boue figurent parmi les paramètres importants dans la mise en œuvre des modèles de mécanique des fluides numérique. Or ces caractéristiques

varient suivant le régime de fonctionnement du traitement biologique. Pour valider les descriptions rhéologiques utilisées dans les modèles il faut développer un système de mesure en ligne de la qualité de la biomasse en suspension. Il sera alors possible d'apprécier la variabilité de ce paramètre et, à l'aide de simulations, son impact sur l'écoulement.

3.4. Hydrodynamique des gzosiphons

Le principe de fonctionnement de ces réacteurs a été décrit en introduction de ce chapitre (*Figure 3.1-1*). Il consiste à créer un phénomène d'air lift dans un réacteur spécialement conçu à cet effet : le gzosiphon. Dans le cas des procédés biologiques, l'air injecté sert également au développement de la biomasse sur le solide. Le gaz injecté a un double rôle : il est à la fois le moteur dynamique et réactionnel du procédé. L'originalité de ce type de réacteur vient donc de la circulation contrôlée du liquide, en boucle fermée. Celle-ci engendre des contraintes de cisaillement faibles et homogènes, ce qui représente un avantage indéniable dans le domaine de la biotechnologie.

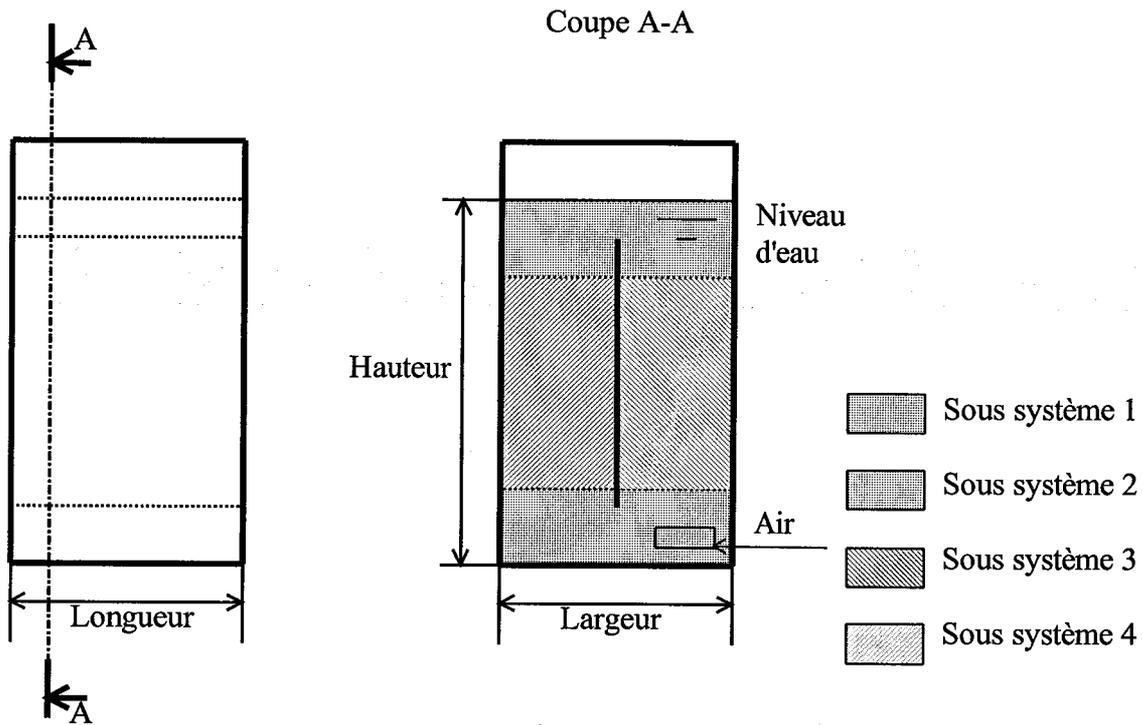


Figure 3.4-1 : Schéma de fonctionnement du gzosiphon

3.4.1. Problématique

Plusieurs types de procédés sont disponibles pour le traitement des eaux résiduaires. Le choix entre ces divers procédés s'effectue suivant le type d'eau à traiter et la place disponible pour construire l'installation. Dans le cas où la surface disponible serait très faible, on sélectionne en général des procédés faisant intervenir de grandes surfaces de biofilms en milieu immergé. Plusieurs technologies sont alors disponibles. Les plus répandus utilisent des lits fixes immergés dans lesquels l'air et l'eau à traiter circulent à co-courant ou à contre-courant.

D'autres procédés sont en cours de développement, notamment les gzosiphons que nous venons de décrire. Ces réacteurs sont intéressants pour le développement des biofilms. En

effet, il y a dans ces réacteurs un milieu bien aéré où le biofilm est soumis à des contraintes de cisaillement faibles et homogènes.

Avant de construire ces réacteurs à une échelle industrielle, il est nécessaire de bien comprendre leur hydraulique dans les régimes di et tri-phasiques. Le travail réalisé porte sur ce point. Son originalité réside dans le type de réacteur étudié. Ce sont des gazosiphons à section rectangulaire ce qui rend plus facile la construction des réacteurs de grandes tailles nécessaires au traitement des eaux résiduaires.

3.4.2. Démarche scientifique

L'objectif de l'étude était de mieux quantifier les aspects positifs de ces réacteurs.

Il a pour cela été cherché des corrélations entre les taux de gaz, certains paramètres géométriques des ouvrages et les vitesses de circulation. Finalement un modèle permettant de prédire ces paramètres a été proposé.

Au cours de cette démarche les expérimentations ont été réalisées sur trois réacteurs différents. Les caractéristiques de ces réacteurs sont données dans le *Tableau 3-2*.

	Volume (m ³)	Hauteur (m)	Largeur (m)
G1	0,65	2,6	0,5
G2	4,7.10 ⁻³	0,65	0,086
G3	4,6	5,7	0,9

Tableau 3-2 : Caractéristiques des gazosiphons étudiés

Le réacteur de 0,6 m³ a été tout particulièrement étudié. Il est constitué d'une cuve parallélépipédique en Altuglas de 3 m de hauteur, 0,5 m de largeur et 0,5 m de longueur. Il est muni d'une paroi interne ou chicane rectangulaire en Altuglas de 0,02 m d'épaisseur, et 2,35 m de hauteur. Celle-ci est restée en position centrale pendant l'étude. Un aérateur de type membranaire : le FLEXAZUR T415 a été utilisé. Trois "chaussettes", puis deux sont montées sur des tubes en PVC (afin d'étudier l'influence de la gêne créée par la présence du distributeur sur le trajet du fluide). Le réacteur est muni de onze prises de pression équidistantes dans chaque partie (montée et descente).

Dans l'étude de ce réacteur les points suivants ont été mesurés :

- La vitesse moyenne de circulation et les caractéristiques du mélange. Ces informations ont été obtenues à l'aide de traçages conductimétriques.
- Les rétentions gazeuses locales et globales. Pour cela trois techniques ont été utilisées suivant le type de rétention à mesurer. Les mesures des profils radiaux de rétention ont été effectuées à l'aide d'une fibre optique. Pour les profils axiaux, des capteurs de pression disposés le long du réacteur ont été utilisés. Enfin la rétention globale a été obtenue en mesurant le volume du liquide après arrêt de l'aération.
- Les rétentions solides locales. Ce paramètre a été mesuré à l'aide d'un piège à particules (*Figure 3.4-2*).

- Le diamètre des bulles. Une caméra vidéo a été utilisée afin de déterminer ce diamètre.

Les modèles donnant la vitesse de circulation du liquide ont été validés en utilisant les données expérimentales obtenues sur les deux autres réacteurs.

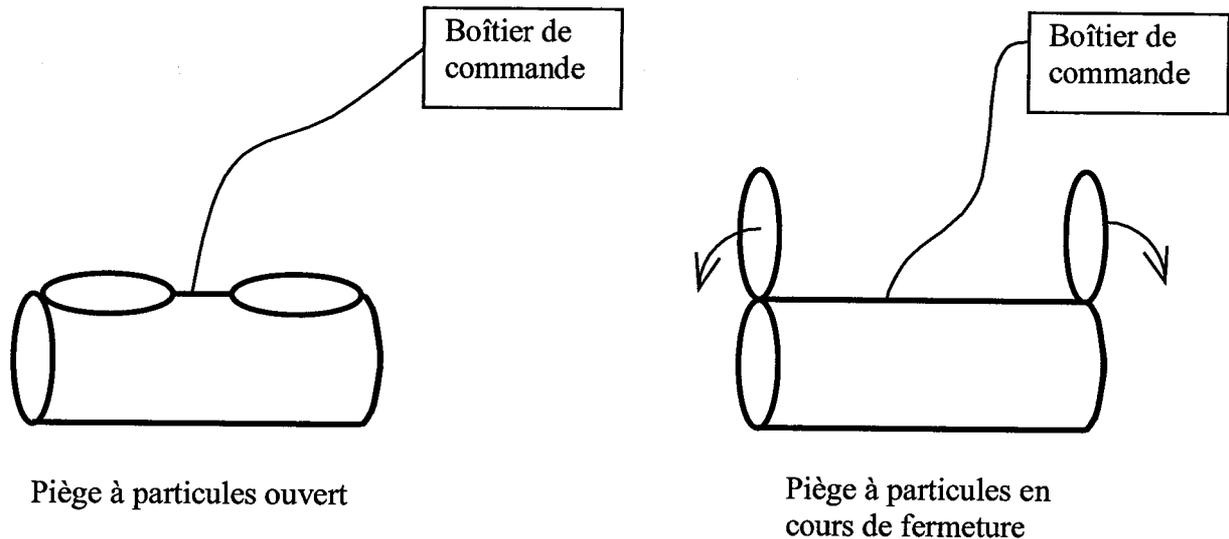


Figure 3.4-2 : Principe de fonctionnement du piège à particules.

3.4.3. Principaux résultats

3.4.3.1. Recueil de données expérimentales

Une étude bibliographique montre que plusieurs corrélations ont été proposées pour estimer la vitesse de circulation du liquide dans les gazosiphons. Elles ne s'appliquent pas à notre cas pour diverses raisons (principe et/ou régime de fonctionnement du gazosiphon différent, gazosiphon de section annulaire, etc.).

De nombreuses expériences ont été effectuées afin de déterminer les caractéristiques de l'écoulement dans les gazosiphons rectangulaires en régime di-phasique. Après toutes ces expérimentations il s'avère que :

- La rétention gazeuse globale croît linéairement avec la vitesse superficielle du gaz (Figure 3.4-3).
- La vitesse de circulation du liquide est une fonction croissante de la vitesse superficielle du gaz (Figure 3.4-5) jusqu'à une vitesse critique de 0,015 m/s. Au-delà et jusqu'à une vitesse de 0,045 m/s, la vitesse de circulation du liquide est constante et environ égale à 0,23 m/s.
- Les variations des espacements au-dessus et au-dessous de la paroi interne, dans la mesure où elles sont comprises entre le quart et la moitié de la largeur du réacteur (Figure 3.4-1), n'entraîne pas de modification de la rétention gazeuse. Elles provoquent de très faibles changements sur l'évolution de la vitesse du liquide.
- L'ordre de grandeur du rapport du temps de mélange sur le temps de circulation a été trouvé sensiblement égal à celui d'une cuve agitée (2,5 à 3) pour un mélange pris homogène à 98%.

Deux types de solides "légers" ont été utilisés, le P1 (934 kg/m³) et le P4 (870 kg/m³), à des taux de remplissage apparents compris entre 10 et 78%. Le solide P1 a une forme sphérique lisse qui simplifie la modélisation de son comportement. Le solide P4 est un matériau de récupération dont la forme accidentée est propice au développement des biofilms. Les expérimentations ont montré que :

- Quelle que soit la nature du solide, la rétention gazeuse globale décroît par rapport au régime di-phasique, et ce à partir d'une rétention solide de 16% (*Figure 3.4-3* et *Figure 3.4-4*). Cette diminution a été attribuée à l'apparition d'un phénomène de coalescence.
- La vitesse du liquide n'est pas altérée par la présence de solide, quelle que soit sa nature et sa quantité (*Figure 3.4-5* et *Figure 3.4-6*).
- Les paramètres de mélange ne semblent pas modifiés par la présence de particules.

3.4.3.2. Modélisation par un bilan macroscopique de quantité de mouvement

Un modèle hydrodynamique du gazosiphon a été développé. Pour cela le réacteur a été découpé en quatre sous-systèmes comme indiqué sur la *Figure 3.4-1*. L'écriture des bilans de matière, d'énergie et de quantité de mouvement sur chacun de ces sous systèmes donne un modèle capable de prédire la vitesse de circulation du liquide.

Ce modèle possède trois paramètres :

- Deux caractérisant les pertes de charges lors des changements de direction du liquide (en haut et en bas du réacteur).
- Un caractérisant la force de traînée des bulles.

Il existe un jeu de ces trois paramètres permettant de rendre compte de la vitesse de circulation des trois gazosiphons étudié (*Tableau 3-2*). Les résultats présentés *Figure 3.4-7*, *Figure 3.4-8* et *Figure 3.4-9* sont très satisfaisants pour les trois pilotes (15 à 25% d'écart avec la vitesse du liquide expérimentale).

Au cours des essais plusieurs configurations du gazosiphon ont été testées : positionnement de la paroi centrale, taux de remplissage et type de solide. Ces essais n'ont pas révélé de valeurs de ces paramètres qui améliorent sensiblement le fonctionnement du réacteur (*e.g.* en conservant une vitesse de circulation identique pour un débit de gaz plus faible ; en autorisant un taux de remplissage plus important pour un type de matériau donné).

3.4.4. Perspectives

Ces réacteurs ont été étudiés de façon approfondie à l'échelle pilote. Toutefois, trois aspects doivent encore être considérés :

- *Premièrement, la possibilité d'utiliser des diffuseurs moyennes ou grosses bulles.* Il n'est pas impossible que la présence de matériau support dans les gazosiphons casse les bulles. Si tel est le cas les bulles doivent être de diamètre à peu près identique quelle que soit la taille des bulles générées par le système de diffusion d'air. L'écart du coefficient de transfert entre ces deux types de diffuseurs serait alors réduit. De plus, de nombreuses expériences ont montré que la présence de biomasse diminue également cet écart. Ces deux remarques montrent l'intérêt de tester plusieurs types de diffuseurs d'air dans les gazosiphons en écoulement tri-phasiques et en présence de biomasse.

- *Deuxièmement, le comportement du réacteur avec du matériau support de taille plus importante.* Les essais réalisés utilisent un matériau de 3 à 4 mm de diamètre. Ces matériaux sont techniquement difficiles à séparer du milieu liquide. Pour pouvoir être retenus par une grille, il est nécessaire que le matériau ait un diamètre plus grand (5 et si possible de 10 millimètres). Bien entendu, la surface développée pour un même taux de remplissage sera fortement diminuée, mais cette évolution du procédé est indispensable pour garantir sa fiabilité.
- *Troisièmement, le comportement de ces réacteurs pour des configurations plus allongées d'environ quelques mètres (Figure 3.4-1).* Cette étude doit s'attacher à montrer que le fonctionnement du réacteur est bien homogène sur toute sa longueur. Il faudra pour cela mesurer les taux de gaz et de matériaux support.

Ces points sont très importants pour garantir une exploitation fiable et économique de ce nouveau procédé (par exemple, il serait alors possible de remplacer les diffuseurs à membranes caoutchouc par des diffuseurs plus robustes. La période de renouvellement de ces dispositifs peut alors passer de 5 à 15 ans). Ils devront être étudiés sans, puis avec, la présence de biomasse dans le réacteur.

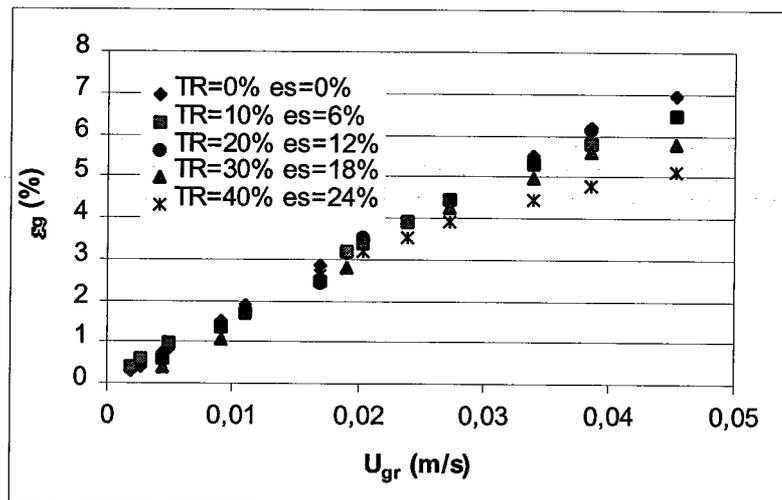


Figure 3.4-3 : Influence de la présence de solide P1 sur la rétention gazeuse globale.

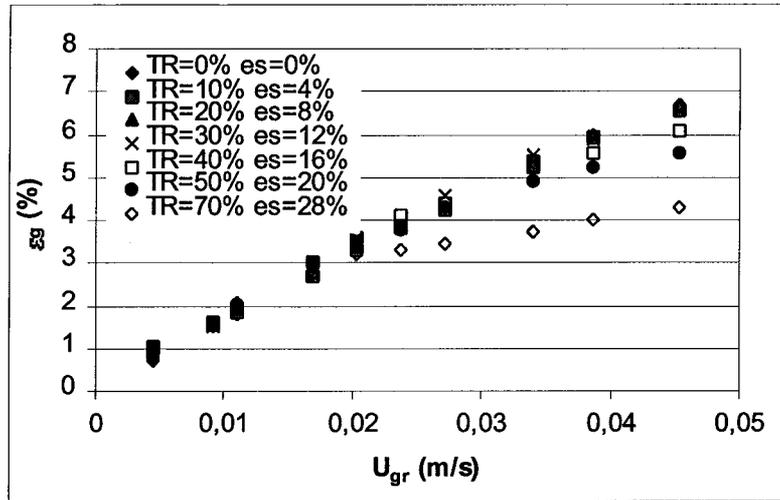


Figure 3.4-4 : Influence de la présence de solide P4 sur la rétention gazeuse globale.

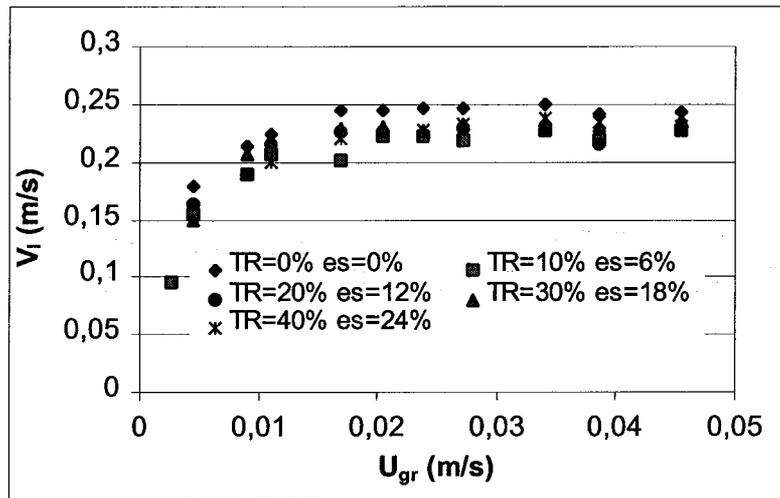


Figure 3.4-5 : Influence de la présence de solide P1 sur la vitesse de circulation.

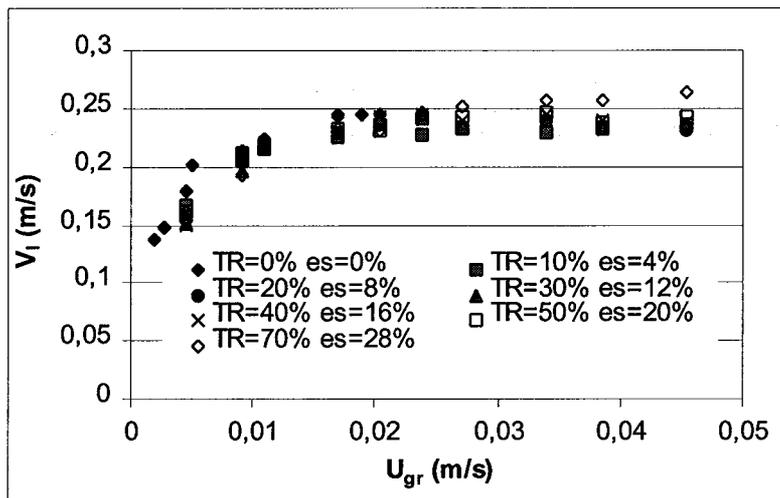


Figure 3.4-6 : Influence de la présence de solide P4 sur la vitesse de circulation.

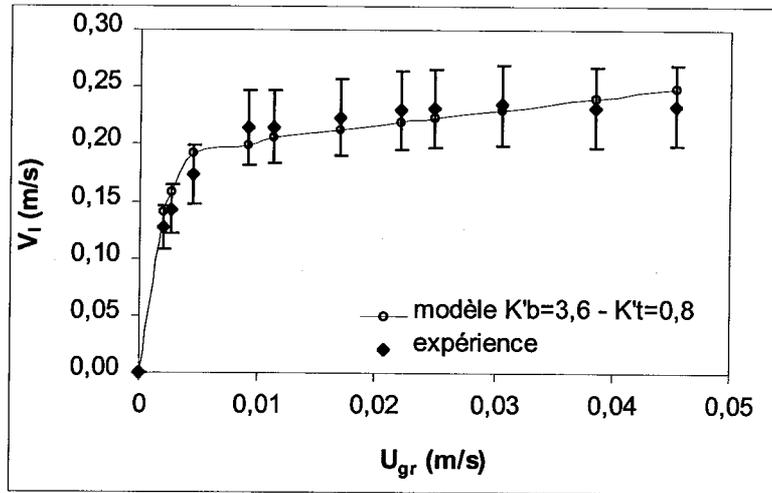


Figure 3.4-7 : Vitesse du liquide en fonction de U_{gr} pour le gazosiphon G1

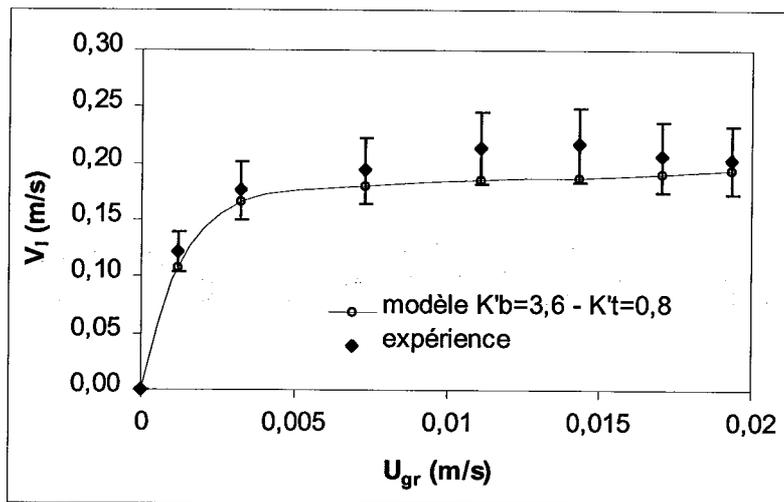


Figure 3.4-8 : Vitesse du liquide en fonction de U_{gr} pour le gazosiphon G2.

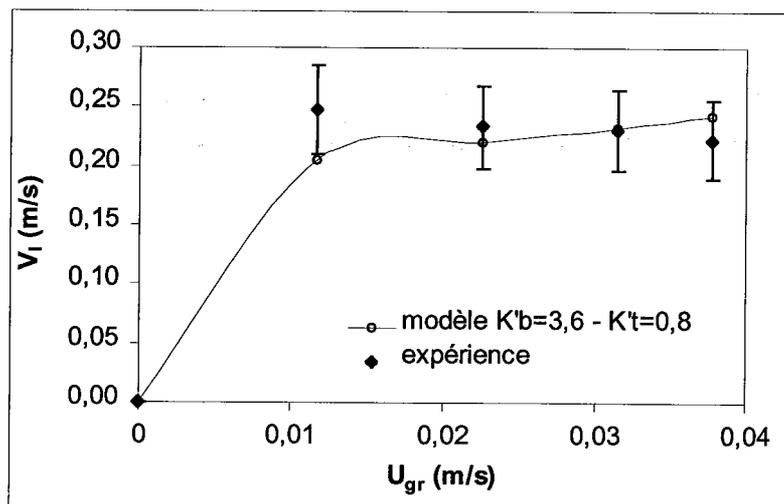


Figure 3.4-9 : Vitesse du liquide en fonction de U_{gr} pour le gazosiphon G3.

3.5. Conclusion

Les recherches se sont organisées suivant une démarche scientifique en quatre étapes : l'expérimentation, l'analyse dimensionnelle, le bilan macroscopique de quantité de mouvement, le bilan microscopique de quantité de mouvement.

Cette démarche a été suivie en totalité dans le cas du chenal d'oxydation. Dans ce cas, l'apport original des recherches porte sur les deux dernières étapes de la démarche scientifique. Il a montré que le bilan macroscopique de quantité de mouvement donne une estimation de la vitesse de la vitesse de circulation à +/- 15% près. Il a ensuite été montré qu'il en est de même pour le bilan microscopique de quantité de mouvement qui fournit en outre un champ de vitesse d'écoulement dans tout le réacteur.

La démarche scientifique a également été appliquée au cas du gazosiphon. Dans ce cas les trois premières étapes de cette démarche ont été couvertes. Un grand nombre de données expérimentales ont été acquises sur le fonctionnement du gazosiphon. Enfin un modèle donnant la vitesse de circulation du liquide dans le réacteur a été développé.

	Chenal d'oxydation	Gazosiphon
<i>Etape 1</i> : Etude bibliographique et expérimentation	Antérieur au travail de thèse	Co-encadrement de la thèse de A. Couvert
<i>Etape 2</i> : Analyse dimensionnelle	Antérieur au travail de thèse	Co-encadrement de la thèse de A. Couvert
<i>Etape 3</i> : Bilan macroscopique de quantité de mouvement	Travail de thèse puis co-encadrement de la thèse de S. Simon	Co-encadrement de la thèse de A. Couvert
<i>Etape 4</i> : Bilan microscopique de quantité de mouvement	Travail de thèse puis co-encadrement de la thèse de S. Simon	

Tableau 3-3 : Tableau synthétique des recherches sur l'hydrodynamique

3.6. Encadrement et production scientifique

L'ensemble des travaux décrits dans ce chapitre a fait l'objet de :

- Deux thèses (A. Couvert, 1999 et S. Simon, 2000) co-encadrées avec le Professeur M. Roustan. Le taux d'encadrement de chacune de ces thèses est de 30%. Le suivi de ces thèses s'est effectué au cours de réunions d'une journée planifiées tous les deux mois ainsi que par un échange régulier de courriers électroniques.
- Trois publications dans des revues avec comité de lecture : Simon *et al* (2000) , Couvert *et al* (1999) , Couvert *et al* (1999).
- Deux communications dans des congrès avec comité de lecture et texte complet : Simon *et al* (1999), Couvert *et al* (2000).
- Une communication dans un congrès : Bequet *et al* (1999).

4. Transfert d'oxygène en réacteur polyphasique

4.1. Introduction

Dans ce chapitre nous montrerons comment les travaux entrepris ont permis de mieux analyser le transfert de matière aux interfaces et plus précisément le transfert d'oxygène de l'air vers l'eau. Ce transfert est étudié dans deux types de réacteurs : le chenal d'oxydation et le gazosiphon. Bien que le phénomène soit identique dans chacun de ces deux réacteurs, les objectifs des recherches ont été complètement différents.

Le chenal d'oxydation est très répandu et les données expérimentales sont abondantes. L'objectif des recherches n'est donc pas d'acquérir des données sur site industriel mais de développer une modélisation du transfert d'oxygène dans ce réacteur à partir de la mécanique des fluides numérique.

Le gazosiphon rectangulaire est un réacteur peu connu pour lequel peu de données expérimentales sont disponibles. L'objectif principal des recherches est donc, pour l'instant, de caractériser le fonctionnement de ce réacteur. C'est seulement après cette phase qu'il sera possible de modéliser finement le transfert d'oxygène.

4.2. Modélisation du transfert d'oxygène dans les chenaux d'oxydation

Comme nous l'avons dit en introduction du Chapitre 2, les procédés biologiques mettent souvent en œuvre des cultures bactériennes en suspension. Si l'on désire obtenir des bactéries aérobies, il est important que les réacteurs fournissent au milieu réactionnel l'oxygène dont il a besoin. Cette problématique se retrouve dans le traitement des eaux résiduaires, notamment dans le cas des chenaux d'oxydation. Nous avons évoqué, dans le Paragraphe 2.2, le rôle de ces réacteurs, et nous en avons étudié l'hydrodynamique en écoulement mono-phasique (c'est à dire sans injection d'air). Or, dans le traitement des eaux résiduaires, ces réacteurs sont fréquemment utilisés pour développer des populations bactériennes aérobies. Ils fonctionnent alors en régime di-phasique, et il est important que la capacité d'oxygénation installée puisse satisfaire les besoins de la biomasse.

4.2.1. Problématique

Dans les chenaux d'oxydation étudiés ici, l'air est injecté à travers des diffuseurs constitués de membranes en élastomère. Plusieurs types de dispositions de ces diffuseurs dans les bassins d'activation sont envisageables : par exemple, une répartition homogène au fond du bassin ou un regroupement des diffuseurs dans une zone du bassin. La quantité d'oxygène transférée vers la phase liquide est différente suivant la configuration adoptée.

Pour concevoir le système d'aération il faut savoir calculer cette quantité d'oxygène en fonction des divers paramètres caractérisant le système (*e.g.* la géométrie des ouvrages, le régime hydrodynamique, le type de diffuseurs). Dans les phases de conception, ce travail est habituellement réalisé à partir de relations empiriques. Chacune de ces relations s'applique dans un domaine précis et peut difficilement être extrapolée.

Pour pallier ces inconvénients, il a été développé une méthode d'estimation de la quantité d'oxygène transféré à partir des équations de Navier-Stokes et des équations de transfert.

4.2.2. Démarche scientifique

Un grand nombre de données expérimentales sont disponibles pour caractériser le transfert d'oxygène dans les chenaux d'oxydation. Il n'a donc pas été nécessaire d'acquérir d'autres résultats expérimentaux. L'étude s'est focalisée sur la modélisation du transfert d'oxygène dans ces réacteurs. Pour cela, une équation de transport de la phase gaz a été couplée aux équations de Navier-Stokes. La résolution du système ainsi obtenu donne le taux de gaz (ε_g) en tous points du réacteur. A partir de ce taux de gaz, il est possible d'estimer l'aire interfaciale gaz/liquide par mètre cube de réacteur : a . Pour cela le diamètre des bulles a été supposé constant et égal à 3,5 mm, puis la relation classique (4.2-1) a été utilisée :

$$a = 6\varepsilon_g / db \quad (4.2-1)$$

Le coefficient de transfert a été estimé à partir de la relation de Higbie (équation (4.2-2)). Cette relation donne un coefficient de transfert de $4 \cdot 10^{-4}$ m/s.

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_{LG} V_{LG}}{db}} \quad (4.2-2)$$

A partir de ces deux valeurs un coefficient de transfert local (k_{La}) a été défini. Ce coefficient est obtenu en multipliant le coefficient de transfert (k_L) par l'aire interfaciale (a). Il nous donne, en tout point du réacteur, le flux d'oxygène (ϕ_{O_2}) apporté dans un volume élémentaire du réacteur dV (4.2-3).

$$\phi_{O_2} = k_{La} (C^* - C_{O_2}) dV \quad (4.2-3)$$

Ces équations de transfert ont été appliquées à un chenal d'oxydation industriel d'un volume de $15\,000 \text{ m}^3$. Il s'agit d'un chenal annulaire dans lequel le gaz est injecté à travers 1 152 aérateurs à membranes répartis en 12 groupes. Le liquide est mis en mouvement par quatre agitateurs horizontaux situés sur le même plan. Les agitateurs sont groupés dans une zone où il n'y a pas d'aérateurs (Figure 4.2-1). Ces agitateurs ont été simulés en imposant une vitesse d'écoulement constante sur toute leur surface. Ce point a été validé dans la modélisation des chenaux d'oxydation en écoulement mono-phasique (Paragaphes 2.5 et 3.3).

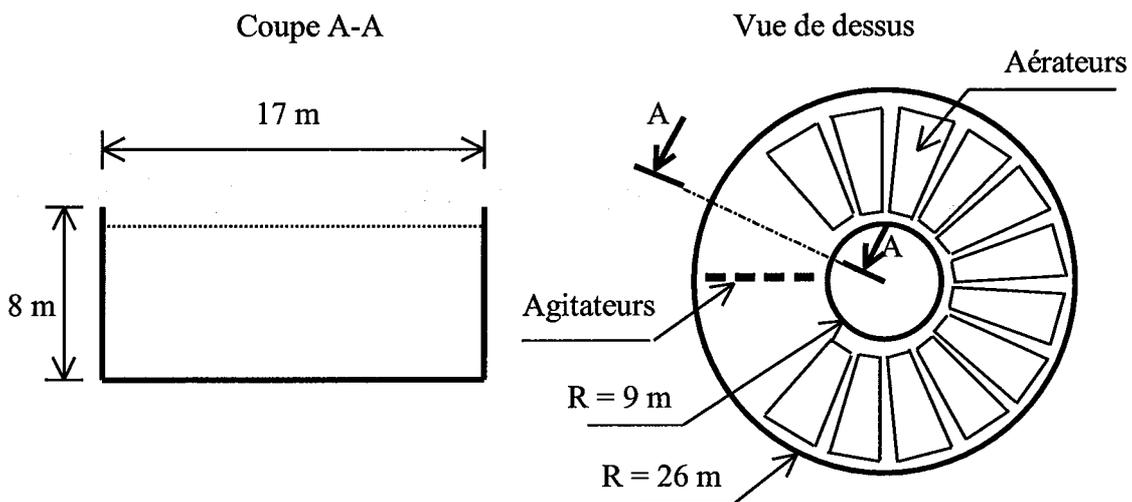


Figure 4.2-1 : Schéma du bassin d'aération

Cet exemple a été simulé lorsque la phase liquide est statique, puis lorsqu'elle est en mouvement. La comparaison des quantités d'oxygène transférées dans ces deux cas permet de valider partiellement notre modèle.

4.2.3. Principaux résultats

La compétition entre l'écoulement vertical du panache gazeux et l'écoulement horizontal du liquide a tout d'abord été étudiée (*Figure 4.2-2*) sur une géométrie simplifiée : l'écoulement bidimensionnel dans un chenal à surface libre avec injection du gaz en un seul point au fond du chenal. Dans cet exemple, lorsque la vitesse d'écoulement du liquide passe de 0 à 0,25 m/s, le coefficient de transfert augmente de 35 %. La disparition du phénomène d'écoulement spiralé est à l'origine de cette augmentation. Ce résultat est très proche des mesures expérimentales [Da Silva, 1994] obtenues en eau claire. Sur un chenal d'oxydation similaire à celui que nous avons étudié, elle a prouvé que le coefficient augmente avec la vitesse de circulation et qu'il croit vers une asymptote. Pour une vitesse de circulation de 0,40 m/s, l'augmentation est de 40 %.

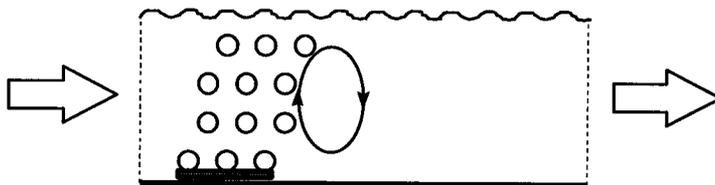


Figure 4.2-2 : Coefficient de transfert calculé en deux dimensions

Cette méthode d'estimation du coefficient de transfert a été appliquée sur le chenal industriel. Dans ce cas, simulé en trois dimensions, le coefficient de transfert $k_L a$ n'augmente que de 10 % lorsque la vitesse de circulation du liquide passe de 0 à 0,25 m/s. Cette augmentation est plus faible que celle prédite par les relations empiriques. Cet écart s'explique par le fait que, dans ces simulations, le phénomène d'écoulement spiralé est toujours présent quelle que soit la vitesse d'écoulement du liquide. Pour une vitesse d'écoulement du liquide nulle, l'écoulement spiralé se traduit par un écoulement en forme de cheminée au-dessus des aérateurs. Pour les vitesses du liquide suffisamment élevées, l'écoulement spiralé forme des tores coaxiaux (*Figure 4.2-3*).

4.2.4. Perspectives

Jusqu'à présent, les simulations ont été réalisées dans le cas idéal où le chenal d'oxydation est rempli d'eau claire. Dans les cas réels, la biomasse en suspension dans le chenal modifie la rhéologie du milieu ainsi que la cinétique du transfert à l'interface gaz/liquide. Il est possible de quantifier l'influence des modifications de la rhéologie du milieu à travers la mesure du champ de vitesse du liquide. Il est plus difficile de quantifier à partir de mesures de terrain l'influence de la biomasse en suspension sur le coefficient de transfert à l'interface gaz/liquide. Comme nous le verrons au Paragraphe 7.3, une méthode de mesure du coefficient de transfert global a été développée mais cette méthode ne donne ni le coefficient de transfert à l'interface, ni le diamètre des bulles qui sont utiles dans les simulations. Pour obtenir ces informations, il est nécessaire de réaliser des expériences de laboratoire. Ces expériences permettent de déterminer la gamme de variation de ces grandeurs. Ces informations, une fois introduites dans les simulations, permettront de calculer la gamme de variation du coefficient de transfert.

Enfin, il faut noter que, dans les recherches présentées ici, le résultat des simulations a été validé par rapport au champ de vitesse de la phase liquide. D'autres critères de validation

devront être utilisés dans les recherches futures : le champ de concentrations en oxygène dissous, le champ de taux de gaz.

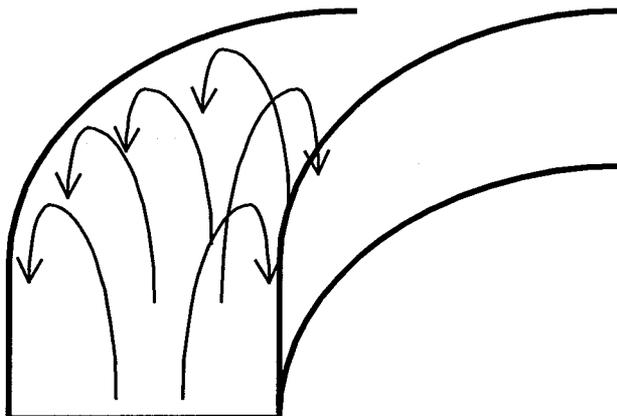


Figure 4.2-3 : Ecoulement spirale obtenu pour une vitesse d'écoulement du liquide élevée

4.3. Transfert d'oxygène dans les gazosiphons

Nous avons décrit le principe de fonctionnement et les avantages des gazosiphons rectangulaires au Paragraphe 3.4. Nous allons maintenant poursuivre l'étude de ces réacteurs en nous intéressant au transfert d'oxygène.

4.3.1. Problématique

Comme nous l'avons dit (Paragraphe 3.4.1) ce nouveau procédé a été développé pour pouvoir construire, sur une surface de terrain réduite, des unités capables de traiter de grandes quantités de pollution.

Ce traitement consiste à oxyder, par voie biologique, la pollution contenue dans l'eau. Pour cela il faut que le réacteur puisse transférer suffisamment d'oxygène dans la phase liquide. Un biofilm très actif se développera alors sur le matériau support contenu dans le réacteur. Ce biofilm aura de bonnes conditions de développement : grande quantité de pollution à consommer, oxygène en quantité suffisante, contraintes de cisaillement faibles et homogènes.

Avant de construire des unités industrielles sur le principe du gazosiphon, il faut vérifier que ces réacteurs sont capables de transférer dans le milieu liquide la quantité d'oxygène dont le biofilm a besoin. Pour un dimensionnement optimal il faut de plus savoir estimer le coefficient de transfert $k_L a$ dans ces réacteurs. Ces deux objectifs ont guidé notre travail.

4.3.2. Démarche scientifique

Le gazosiphon rectangulaire est un réacteur nouveau pour lequel peu de données expérimentales relatives au transfert d'oxygène sont disponibles. Les recherches ont d'abord eu comme objectif d'établir des corrélations entre les paramètres opératoires et le coefficient de transfert d'oxygène $k_L a$. Pour cela le rôle du débit d'air injecté dans le réacteur a particulièrement été étudié. Le paramètre caractéristique est alors le débit d'air injecté par unité de surface aérée noté U_{gr} . Les données expérimentales utilisées pour établir ces relations ont été acquises sur les trois installations pilotes décrites au Paragraphe 3.4.2. Le coefficient de transfert $k_L a$ a été mesuré suivant deux méthodes différentes :

- Le bilan sur l'oxygène de la phase gazeuse en régime stationnaire.
- Le bilan sur la phase liquide en régime transitoire.

4.3.3. Principaux résultats

Les mesures de k_{La} ont tout d'abord été réalisées en écoulement di-phasique (*Figure 4.3-1*). Elles montrent que le k_{La} est une fonction croissante de la vitesse superficielle de gaz (U_{gr}). Les coefficients k_{La} mesurés dans les gazosiphons ont ensuite été comparés aux coefficients mesurés dans les colonnes à bulles [Comte, 1998]. Ce travail a montré que le coefficient k_{La} est plus faible dans le gazosiphon par rapport aux colonnes à bulles (*Figure 4.3-1*). Cet écart est dû au phénomène d'écoulement spiralé créé dans le gazosiphon.

Le transfert d'oxygène a ensuite été étudié dans ces réacteurs en écoulement tri-phasique. Il est alors apparu plus simple de quantifier le transfert d'oxygène par l'intermédiaire du rendement de transfert η_{O_2} exprimé en pourcentage transféré par mètre de colonne d'eau. Les résultats de ces recherches sont synthétisés dans la *Figure 4.3-2* pour le fonctionnement en régime di-phasique, dans la *Figure 4.3-3* pour le fonctionnement en régime tri-phasique avec le matériau P1, et dans la *Figure 4.3-4* pour le fonctionnement en régime tri-phasique avec le matériau P4. Ces matériaux sont décrits au Paragraphe 3.4.3.1.

La *Figure 4.3-3* montre qu'avec le matériau P1 le coefficient de transfert de matière η_{O_2} est identique dans les écoulements di et tri-phasique tant que la vitesse superficielle gazeuse est inférieure à 0,025 m/s. Pour une vitesse gazeuse supérieure, le k_{La} en présence de matériau P1 est supérieur à celui obtenu en régime di-phasique.

Dans le cas du matériau P4, le coefficient de transfert de matière η_{O_2} est supérieur dans le cas d'un écoulement di-phasique tant que la vitesse superficielle gazeuse est inférieure à 0,025 m/s (*Figure 4.3-4*). Au-delà de cette vitesse superficielle gazeuse, le coefficient η_{O_2} mesuré en présence de matériau P4 suit une courbe présentant un maximum. Autrement dit, pour de faibles taux de remplissage, le coefficient η_{O_2} en présence de matériau P4 augmente, puis, lorsque le taux de remplissage croît, le coefficient η_{O_2} diminue, et ce, jusqu'à de très faibles valeurs lorsque la rétention solide atteint 31%.

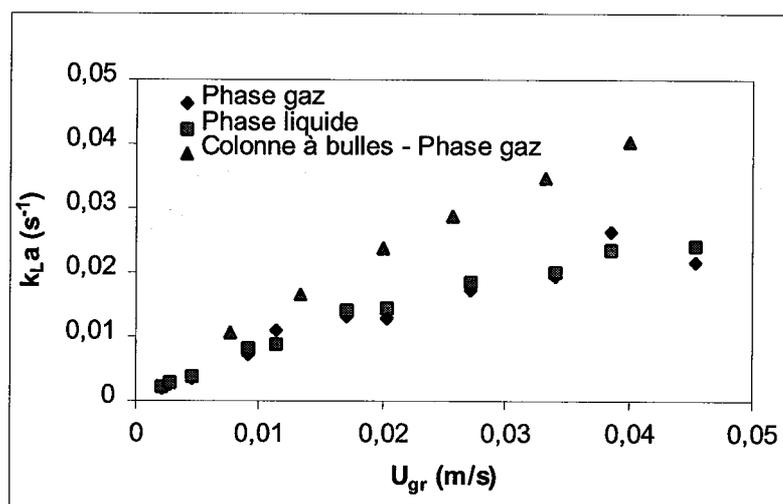


Figure 4.3-1 : Comparaison des coefficients de transfert en colonne à bulle et en gazosiphon.

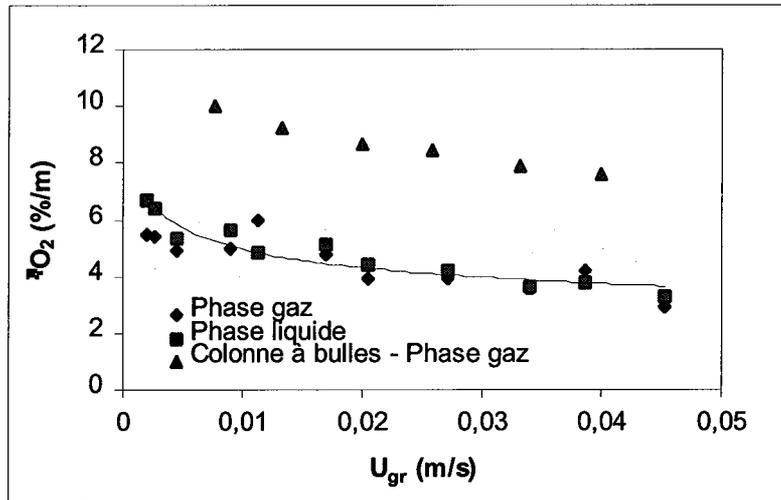


Figure 4.3-2 : Rendements d'oxygénation en écoulement di-phasique.

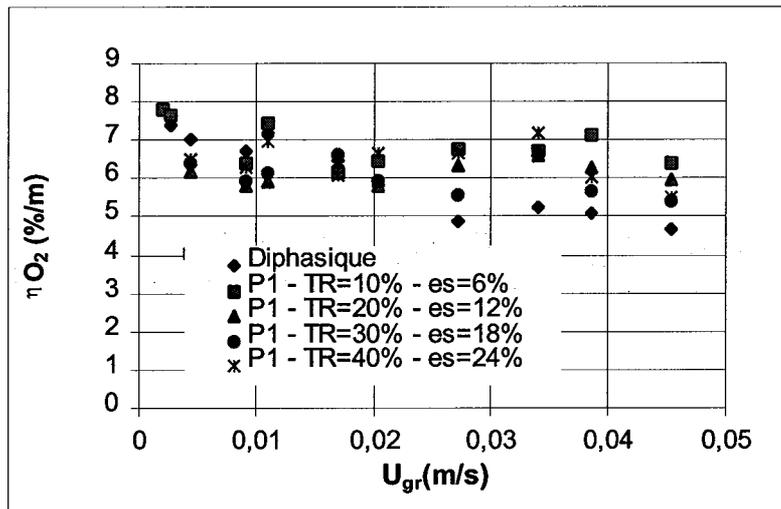


Figure 4.3-3 : Rendements d'oxygénation obtenus avec du matériau P1.

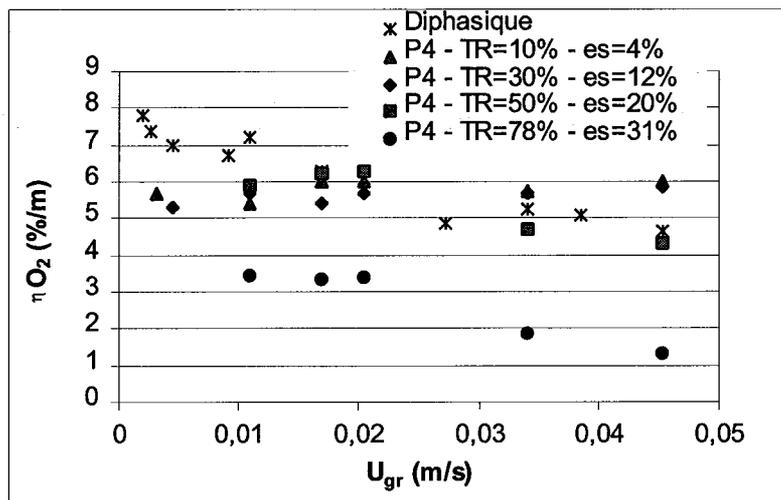


Figure 4.3-4 : Rendements d'oxygénation obtenus avec du matériau P4.

4.3.4. Perspectives

Ces réacteurs ont été étudiés de façon approfondie à l'échelle d'un pilote. Comme nous l'avons décrit au Paragraphe 3.4.4, trois nouveaux aspects du fonctionnement de ces réacteurs doivent être étudiés avant une réalisation à l'échelle industrielle : l'aération à moyennes ou grosses bulles, l'utilisation de matériau support de taille plus importante, le comportement de réacteurs plus allongés. Au cours de l'étude de chacun de ces points, une attention particulière devra être portée au transfert d'oxygène puisque ces réacteurs compacts doivent pouvoir transférer de grandes quantités d'oxygène au milieu réactionnel.

4.4. Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté le transfert d'oxygène dans deux types de réacteurs : les chenaux d'oxydation en écoulement di-phasique et les gazosiphons en écoulement di et tri-phasiques.

Il a été tenté de modéliser le transfert d'oxygène dans les chenaux d'oxydation en couplant aux équations de Navier-Stokes une équation de transfert de la phase gaz. Cette démarche constitue une voie d'avenir puisqu'elle permet de quantifier le transfert d'oxygène quelle que soit la géométrie du réacteur. Toutefois les résultats obtenus ne permettent pas de conclure cette étude. En effet, il n'a pas été possible de modéliser l'écoulement spiralé en écoulement tri-dimensionnel.

Le transfert d'oxygène dans les gazosiphons a également été étudié. Ce travail expérimental a montré que le transfert d'oxygène est peu dépendant du taux de remplissage en matériau support (dans la mesure où le taux de remplissage reste inférieur ou égal à 50 %, c'est à dire ϵ_s inférieur ou égal à 20 %).

4.5. Encadrement et production scientifique

Les recherches effectuées dans ce domaine ont donné lieu au co-encadrement de deux thèses à 30% chacune et à une collaboration avec un ingénieur de recherche du CIRSEE. Les thèses ont été comptabilisées au Paragraphe 3.6 (Page 38).

Une publication dans un congrès a été rédigée : Couvert *et al* (1998).

La collaboration conduite avec un ingénieur de recherche du CIRSEE a permis la rédaction d'une publication dans une revue avec comité de lecture : Cockx *et al* (2000) et de trois communications dans des congrès avec comité de lecture et texte complet :, Cockx *et al* (2000), Cockx *et al* (2000), Cockx *et al* (2000).

5. Transport d'une masse biologique dans un système bioréactionnel

5.1. Introduction

La mise au point et la conduite des bioréacteurs nécessite de contrôler le transport de la biomasse dans ces réacteurs. Deux aspects de ce transport ont été étudiés : la séparation de la biomasse et du milieu réactionnel, le contrôle de la masse biologique accumulée dans un réacteur à structure macro-poreuse. Cette dernière étude reprend les travaux post-doctoraux entrepris en collaboration avec l'équipe du Professeur Alain GRASMICK (ISIM, Université de Montpellier II) et ayant fait l'objet de la co-direction (20 %) d'une thèse.

Les ouvrages de séparation de la biomasse et du milieu réactionnel qui ont été étudiés sont des décanteurs statiques. Habituellement, les ouvrages de ce type ont des diamètres compris entre 15 et 50 mètres et des profondeurs supérieures à deux mètres. L'objectif est d'étudier comment le transfert de masse s'effectue dans ces réacteurs : constitution d'un lit de boues au fond du réacteur, fraction de matières en suspension quittant le réacteur par la surverse, etc. Initialement ces réacteurs étaient pris en compte à l'aide de relations empiriques reliant le temps de séjour des matières en suspension, les caractéristiques de la suspension de floccs (concentration, décantation) et les débits appliqués à l'ouvrage. Ces relations donnaient une image fidèle du réacteur en fonctionnement statique. Elles ont ensuite été remplacées par des modèles où le décanteur est considéré comme un ensemble de réacteurs en série (Paragraphe 5.2.3). Ces modèles prennent en compte le fonctionnement du décanteur en régime dynamique. L'apport original des recherches a tout d'abord été de confronter ces modèles à des résultats expérimentaux obtenus sur des réacteurs de taille industrielle. Suite à cela, les limites d'utilisation de ces modèles ont été mises en évidence. Enfin plusieurs améliorations du modèle ont été proposées et testées.

Le contrôle de la masse biologique accumulée dans un réacteur à structure macro-poreuse a ensuite été étudié. L'objectif de cette étude est de rechercher les conditions de fonctionnement de ces réacteurs qui permettent d'éviter le colmatage. Cette étude s'applique au cas des lits à ruissellement et plus particulièrement aux lits bactériens utilisés dans le traitement des eaux.

5.2. Procédés séparatifs par décantation

Dans les procédés de traitement qui utilisent un réactif ou un catalyseur en suspension, il est souvent nécessaire de séparer les phases liquides et solides en aval du réacteur. Plusieurs solutions sont disponibles pour réaliser cette opération unitaire notamment la décantation. C'est la solution généralement retenue dans le procédé à boues activées utilisé pour traiter les eaux résiduaires.

Comme nous l'avons vu au début du Chapitre 2, ce procédé est très répandu. Il fait intervenir un bassin d'activation couplé à un décanteur secondaire appelé clarificateur. Ce dernier a pour rôle de séparer la biomasse floculée (destinée à être renvoyée vers le bassin d'activation) de l'eau traitée (*Figure 2.1-1*). Il est donc important que cet ouvrage fonctionne bien pour que la concentration des matières en suspension dans l'eau traitée soit faible.

5.2.1. Problématique

Il est courant, dans le traitement des eaux résiduaires, de simuler les clarificateurs à partir de modèles unidimensionnels tel que nous les décrirons au Paragraphe 5.2.3. Il est apparu au cours de l'étude que les logiciels commerciaux construits sur ces modèles donnent des résultats systématiquement différents de ceux prédits par les relations empiriques (notamment la norme de dimensionnement allemande ATV131).

Or, la connaissance du mode de fonctionnement du clarificateur est très importante pour estimer les performances de l'installation :

- Il existe des régimes de fonctionnement de l'unité de traitement pour lesquels l'activité biologique des boues contenues dans le clarificateur n'est pas négligeable. Il est donc important de disposer de modèles capables de prédire de façon aussi précise que possible la quantité de boues stockées dans cet ouvrage.
- Pendant le fonctionnement normal de l'installation, un lit de boues se forme au fond du clarificateur. Ce lit est constitué de biomasse à une concentration à peu près double de celle des bassins d'activation. La hauteur de ce lit de boues est fonction de la charge de matières en suspension reçue par le clarificateur. Plus cette charge est élevée et plus la hauteur du lit de boues est importante : cela jusqu'à une charge maximale pour laquelle le lit de boues se déverse avec l'eau traitée dans le milieu naturel. L'estimation de cette charge maximale est indispensable pour le dimensionnement des clarificateurs.

Il est donc important de valider les modèles unidimensionnels par rapport à l'expérience et aux relations empiriques utilisées classiquement.

5.2.2. Démarche scientifique

Une étude de traçage a été réalisée en amont de ce travail. L'objectif de cette étude était de mieux comprendre le fonctionnement des clarificateurs au moyen de traceurs radioactifs. Elle a été réalisée avec un radioélément qui se fixe naturellement sur les boues. Ces expériences ont déterminé la répartition dans l'espace et dans le temps des boues à l'intérieur des clarificateurs étudiés ainsi que leur distribution des temps de séjour pour les différentes conditions de fonctionnement choisies. Ces expériences ont été menées sur deux stations que nous appellerons S1 et S2.

D'autres expérimentations ont consisté à mesurer la hauteur du voile de boues au cours d'événements pluvieux. Ces travaux ont été réalisés sur deux stations que nous appellerons S3 et S4.

Ces expérimentations ont donné des informations détaillées sur le fonctionnement de quatre clarificateurs de tailles et de technologies différentes (La station S2 est équipée d'un pont sucé, les trois autres stations de ponts raclés).

Les recherches sur les modèles ont été initiées par l'étude de la station S3. Au cours de ce travail le paramétrage du modèle de base utilisé dans la bibliographie a été testé. A cette occasion, certaines faiblesses de ce modèle sont apparues. Il a alors été perfectionné en développant de nouveaux modèles de clarificateurs. Puis, ces modèles ont été testés avec les trois autres cas expérimentaux.

5.2.3. Principe général des modèles.

Il existe plusieurs approches théoriques pour la modélisation en régime dynamique du fonctionnement des clarificateurs. Certaines de ces méthodes reposent sur la mécanique des

fluides numérique [Abdel-Gawad, 1985], d'autres utilisent une modélisation unidimensionnelle [Takacs, 1991].

Les recherches développées ici portent sur les modèles unidimensionnels. Ces modèles utilisent la représentation décrite par la Figure 5.2-1. Dans cette représentation, le clarificateur est considéré comme un ensemble de couches. Chacune de ces couches est un réacteur parfaitement agité, elles échangent de la matière entre-elles par des phénomènes de convection et de sédimentation. Le calcul des flux de matière échangés par sédimentation est effectué à l'aide d'une relation empirique qui donne la vitesse de sédimentation.

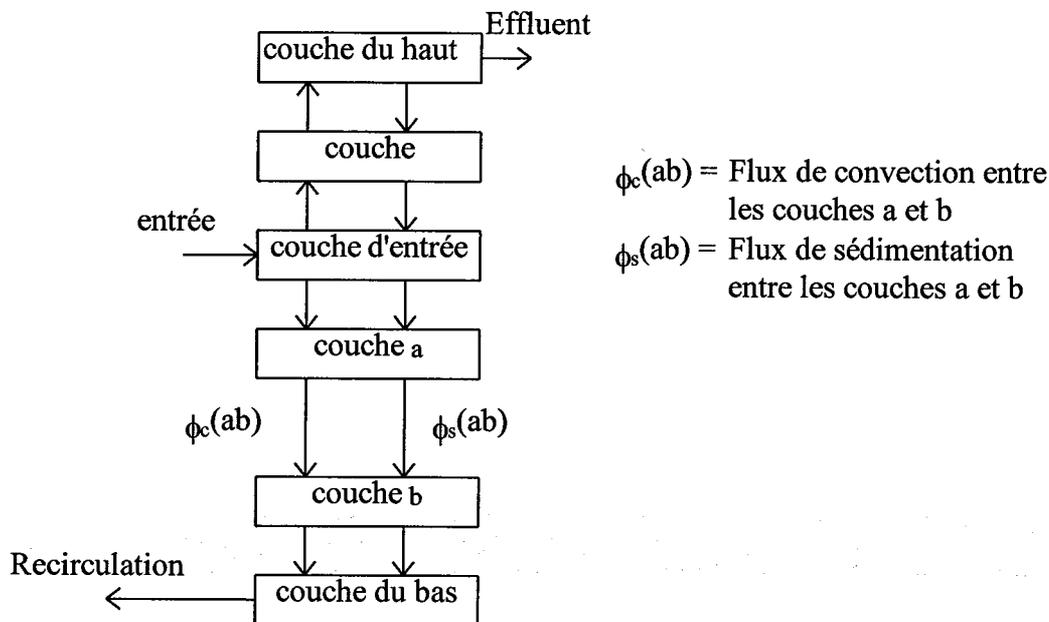


Figure 5.2-1 : Modèle unidimensionnel

L'application directe de cette méthode sous-estime les variations de la hauteur du lit de boues [Laikari, 1989] [Göhle, 1996]. Par suite, de nombreux auteurs ont proposé des modifications du modèle de base. D'une façon générale, ces modifications visent à augmenter l'amplitude de l'évolution du lit de boues dans le clarificateur. Elles introduisent habituellement un nouveau phénomène dans le modèle. La prise en compte de ce phénomène impose l'ajout d'un paramètre dans le modèle. Ce paramètre est ensuite ajusté de façon à retrouver les résultats expérimentaux. Les modifications les plus fréquemment proposées sont :

- *L'introduction d'un court-circuit.* Le modèle unidimensionnel classique suppose un écoulement piston à l'intérieur du clarificateur. L'expérience montre que cette hypothèse n'est pas toujours vérifiée [Roche, 1994]. Il a donc été proposé d'introduire un court-circuit entre l'entrée des boues et la recirculation de façon à obtenir une description plus exacte de l'hydraulique du clarificateur [Dupont, 1995]. La fraction de débit de court-circuit peut alors être ajustée de façon à retrouver la hauteur de lit de boues expérimentale.
- *L'ajustement des courbes de sédimentation.* Les propriétés de sédimentation des boues sont représentées sous forme d'une courbe donnant la vitesse de sédimentation en fonction de la concentration en matières en suspension. Pour les concentrations élevées en matières en suspension, la vitesse de sédimentation peut être modélisée par une expression analytique. Les paramètres mis en jeu dans cette expression

peuvent être ajustés de façon à ce que le modèle retrouve les résultats expérimentaux [Göhle, 1996].

- *L'introduction d'un flux de diffusion entre les couches.* Comme nous l'avons indiqué, les modèles unidimensionnels considèrent les clarificateurs comme un ensemble de réacteurs infiniment mélangés superposés. Dans les modèles classiques ces réacteurs échangent de la matière suivant deux processus : la convection et la sédimentation. Ces modèles peuvent être modifiés par l'ajout d'un flux de diffusion entre les réacteurs [Laikari, 1989]. Le coefficient de diffusion devient alors le paramètre de calage.

5.2.4. Principaux résultats

5.2.4.1. Etude du nombre de couches nécessaires au modèle

Le premier des paramètres du modèle testé est le nombre de couches. Il s'est avéré que ce nombre doit être suffisamment élevé. Si tel n'est pas le cas, les résultats des simulations sont fonction du nombre de couches du modèle qui peut même alors devenir un paramètre de calage. Afin d'être certain des résultats des simulations le modèle a été utilisé avec 61 couches. En effet la différence de masse de boues stockées dans le clarificateur est faible lorsque l'on passe de 31 à 61 couches.

5.2.4.2. Modélisation par un ajustement de la courbe de décantation

Des événements pluvieux mesurés sur des sites industriels ont alors été simulés. Ces calculs ont donné l'évolution de la hauteur du lit de boues dans le clarificateur ainsi que de la concentration en MES dans le bassin d'aération. Ils ont été effectués à partir du modèle unidimensionnel simple mentionné au Paragraphe 5.2.3. Dans ce cas, la vitesse de sédimentation est donnée par une relation empirique construite à partir de données mesurées en éprouvette. Ces simulations sous-estiment nettement l'évolution de la hauteur du lit de boues.

Le modèle de sédimentation unidimensionnel est simple et il utilise une approche cohérente avec ce qui est habituellement fait en *génie des procédés*. C'est pour cette raison que sa structure a, dans un premier temps, été conservée en ne modifiant que la vitesse de sédimentation.

On remarque, d'autre part, que la vitesse de décantation donnée par les relations empiriques a été obtenue dans le cas d'un système sans fond. Ceci explique que ces relations ne donnent pas une vitesse de sédimentation nulle pour une concentration égale à la concentration de recirculation. Dans les simulations, il est donc habituel d'imposer une vitesse de sédimentation nulle au fond du clarificateur, mais cette solution n'est pas très satisfaisante. La vitesse de sédimentation doit plutôt décroître de façon continue vers la valeur zéro qui doit être atteinte au fond du clarificateur. Ce point est très important car il ne faut pas oublier que ce sont les valeurs de la vitesse de sédimentation pour les fortes concentrations en MES qui fixent la hauteur du lit de boues.

Enfin, il faut remarquer que les vitesses de sédimentation réellement obtenues dans le clarificateur sont influencées par l'hydrodynamique de ce réacteur. La décantation des particules n'est pas la même que la phase liquide soit immobile ou en mouvement. C'est pour cela que la vitesse de sédimentation des particules dans le clarificateur peut être significativement différente de celle mesurée en éprouvette.

Une vitesse apparente de décantation a donc été introduite. Cette vitesse est une vitesse de décantation qui, utilisée dans le modèle mentionné dans le Paragraphe 5.2.3, satisfait la relation empirique ci-dessous largement reconnue [ATV131] :

$$C_r = \frac{1000}{IM} \sqrt[3]{TRS} \quad (5.2-1)$$

Dans cette relation C_r représente la concentration en matières en suspension au fond du décanteur, IM l'indice de Mohlman caractéristique de l'aptitude des boues à décanner et TRS le temps de séjour des matières en suspension dans le clarificateur.

Cette méthode d'ajustement de la vitesse de sédimentation a donné l'évolution de la hauteur du lit de boues représentée sur la Figure 5.2-2. Ce résultat est beaucoup plus proche des mesures expérimentales que les profils obtenus à partir des vitesses de décantation mesurées en éprouvette. Il est donc permis de penser que la mesure de la vitesse de décantation des matières en suspension dans une phase liquide statique ne suffit pas pour modéliser le fonctionnement du clarificateur. Les phénomènes hydrauliques ont également leur importance pour modéliser l'évolution du lit de boues. Ces phénomènes ont été ici pris en compte par l'intermédiaire de l'équation empirique (5.2-1).

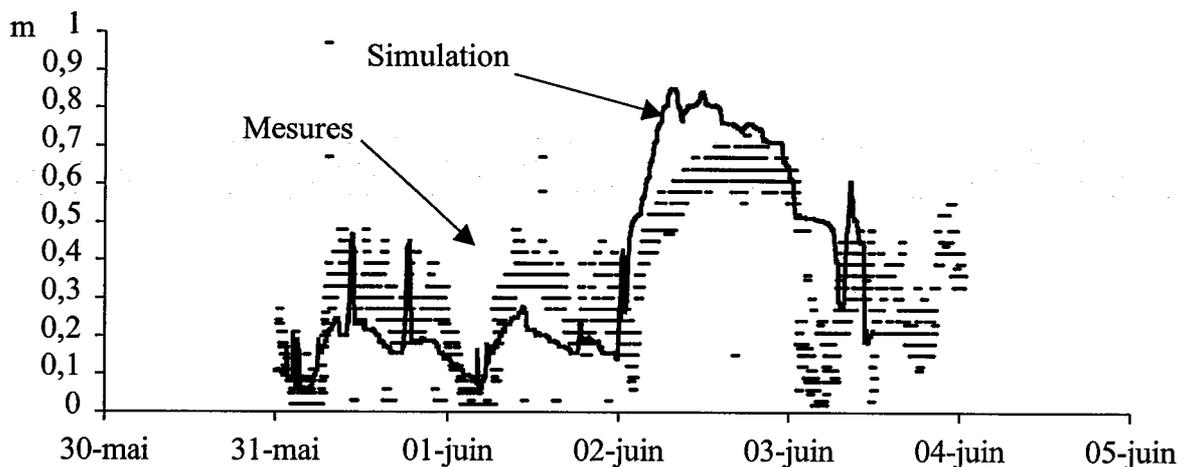


Figure 5.2-2 : Modèle de l'évolution du lit de boues (Station S3)

5.2.4.3. Modélisation par la prise en compte des recirculations internes dans le clarificateur.

L'hydraulique prenant place à l'intérieur des clarificateurs fait intervenir des écoulements beaucoup plus complexes que le simple écoulement piston supposé par le modèle classique. L'une des manifestations de la complexité de ces écoulements est visible sur les courbes de distribution des temps de séjour (DTS) des matières en suspension dans le clarificateur. Si le clarificateur pouvait être modélisé par les modèles unidimensionnels que nous venons de décrire, nous obtiendrions une courbe de DTS symétrique. Les mesures réalisées à l'aide d'un traceur radioactif montrent que ce n'est pas le cas (Figure 5.2-3).

Sur cette courbe deux phénomènes superposés sont visibles :

- Tout d'abord l'influence de la rotation du pont racleur ou suceur qui se manifeste par l'existence de pics locaux. La présence de ces pics sur la courbe de DTS montre bien

la nature tridimensionnelle des écoulements dans le clarificateur. Cet aspect ne peut être pris en compte que par les modèles complexes de mécanique des fluides numérique.

- Ensuite la sédimentation des matières en suspension sur un secteur du clarificateur. Ce phénomène se traduit par l'enveloppe de la courbe de DTS. Cette courbe est visiblement non symétrique et peut traduire un écoulement de type "piston diffusionnel".

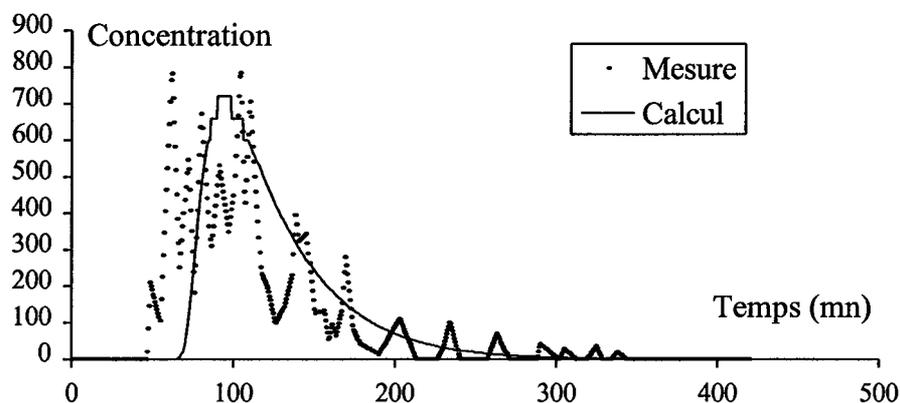


Figure 5.2-3 : Courbe de distribution des temps de séjour des MES

Un modèle destiné à reproduire cette enveloppe a été développé. Ce modèle considère que l'aspect diffusionnel des courbes de DTS des solides est dû aux recirculations internes qui existent dans le clarificateur. Ces recirculations peuvent être modélisées comme un échange diffusionnel entre les couches. Elles sont alors prises en compte à l'aide du coefficient de diffusion caractérisant ces échanges. Comme les recirculations augmentent avec le débit entrant dans le clarificateur, l'expression du coefficient de diffusion a été choisie de telle sorte qu'elle augmente avec ce débit. Cette expression du coefficient de diffusion a donné des résultats satisfaisants sur l'ensemble des quatre cas tests qui constituent notre base de validation.

5.2.5. Perspectives

Les modèles unidimensionnels sont naturellement limités puisqu'ils ne représentent qu'une vision simplifiée du fonctionnement des clarificateurs. Plusieurs techniques pour améliorer ces modèles ont été étudiées. Ces améliorations ont toutefois leurs limites. Pour obtenir une amélioration substantielle des modèles, il est nécessaire d'utiliser la mécanique des fluides numérique. Cette technique prend en compte de façon beaucoup plus fine le comportement des clarificateurs. Elle doit toutefois être couplée à une étude expérimentale de la rhéologie des boues ainsi qu'à une étude de la vitesse de sédimentation en décantation freinée. Une validation préliminaire de cette méthode consisterait à traiter le cas de la décantation en éprouvette.

Parallèlement à ces recherches fondamentales il est intéressant de reprendre les travaux qui ont été réalisés dans le passé sur la théorie des flux. Ces travaux associés aux résultats des recherches sur les modèles unidimensionnels permettront certainement de développer des abaques, des règles de dimensionnement et d'expertise relatives aux clarificateurs.

5.3. Contrôle de l'épaisseur de biofilm dans les lits bactériens

Certains procédés du domaine des biotechnologies utilisent des biofilms, soit en tirant parti de leur activité pour réaliser un traitement, soit en les récoltant s'ils constituent un produit intermédiaire dans la chaîne d'élaboration. Pour pouvoir maîtriser la marche de ces procédés on cherche, en général, à obtenir des biofilms d'épaisseurs homogènes et contrôlées. C'est le cas d'un procédé utilisé dans le traitement des eaux : le lit bactérien (*Figure 5.3-1*). Ces réacteurs sont constitués d'un garnissage de structure macro-poreuse. L'eau à traiter est distribuée sur ce garnissage de façon à développer un écoulement de type ruisselant sur le support. La circulation naturelle d'un courant d'air permet le transfert d'oxygène, et une culture épuratoire se développe sur le support sous la forme d'un biofilm (plus ou moins hétérogène en épaisseur et en composition). Dans ce type de procédé, l'épaisseur moyenne de biofilm peut être de l'ordre de grandeur de celle du film liquide en ruissellement. Relativement au volume de liquide en circulation, la densité cellulaire est donc très importante (plus de 10 fois celle rencontrée dans les procédés de type boues activées).

Contrairement aux procédés à culture libre (tel que le procédé à boues activées) les lits bactériens sont des procédés à biofilms (culture fixée sur un matériau support). Grâce à cela le temps de séjour de la biomasse dans le lit bactérien est découplé du temps de séjour hydraulique (ce qui n'est pas le cas dans les bassins d'activation utilisés dans le procédé à boues activées). Des populations bactériennes spécifiques se développent donc plus facilement dans ces réacteurs. D'autre part, les temps de séjour hydrauliques peuvent être très faibles pour des masses de biomasse suffisantes.

5.3.1. Problématique

D'après les remarques précédentes, le volume des réacteurs devrait être significativement plus faible que celui des systèmes de type boues activées. Ce n'est pas le cas. En effet, le transfert d'oxygène et la régulation de la masse bactérienne dans le milieu nécessitent des espaces libres conséquents qui augmentent artificiellement le volume des unités. L'intérêt d'utiliser des garnissages supports, permettant le développement d'une aire d'échange maximale tout en maintenant une porosité très forte, est alors évident : c'est ce qui peut être obtenu avec l'emploi des matériaux plastiques.

Si l'intensification de l'activité globale par unité de volume réactionnel est prouvée avec ces matériaux très macro-poreux, la fiabilité du système dans le long terme est controversée. Des phénomènes de colmatage irréversibles rencontrés sur certaines installations ont conduit :

- à encourager le développement de lits de faibles hauteurs et donc de faibles charges hydrauliques pour assurer un temps de contact suffisant pour la réaction,
- à encourager le développement de garnissage ordonné de type courants verticaux qui conduisent aussi à des valeurs réduites du temps de rétention hydraulique, sauf à utiliser des hauteurs importantes.

Le maintien d'un temps de contact de l'eau à la traversée de l'ouvrage et le risque de colmatage deviennent donc les points limitatifs du développement du procédé. Les recherches ont eu pour objet de montrer que cette problématique peut être directement contrôlée par les valeurs des contraintes hydrauliques imposées. Celles-ci pourraient alors conduire au choix de la technologie et à la définition des critères de dimensionnement.

Nous avons représenté sur la *Figure 5.3-1* une installation classique de lit bactérien. Nous avons indiqué sur cette figure les dimensions de l'unité pilote dont nous présenterons les

résultats. Comme indiqué sur cette figure, les résultats expérimentaux ont été obtenus avec deux garnissages plastiques différents : Hamon et Münters.

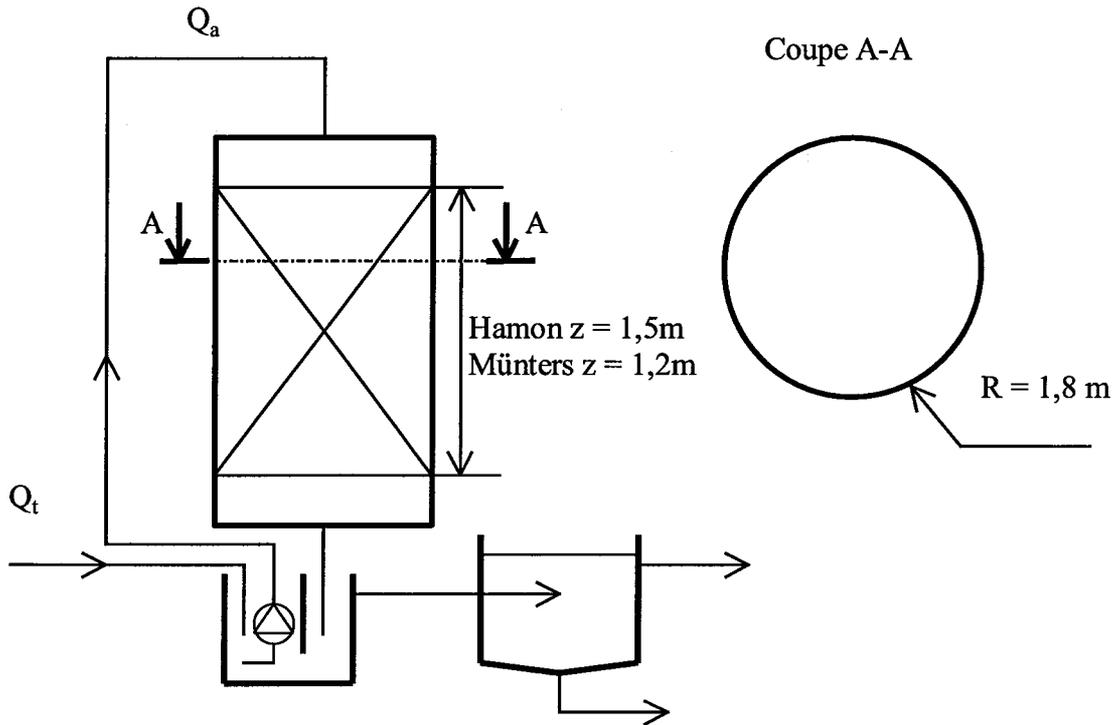


Figure 5.3-1 : Schéma de principe d'une installation à lit bactérien

Les paramètres les plus couramment utilisés pour définir le fonctionnement hydraulique des lits bactériens sont le débit circulant, la charge hydraulique et, plus récemment la force d'irrigation.

La charge hydraulique exprime le rapport entre le débit instantané arrivant sur le lit Q_a (intégrant la recirculation si elle existe), et la surface totale horizontale d'ouverture du lit S :

$$Ch = Q_a / S \quad (5.3-1)$$

La notion de charge hydraulique ne peut rester satisfaisante que si ce mode d'irrigation permet un écoulement quasi permanent et homogène à l'intérieur du milieu. Elle n'est plus suffisante si la distribution du liquide induit des écoulements fortement transitoires. La notion de force d'irrigation est alors indispensable. Elle se traduit à travers un paramètre Sk (Spülkraft) [Republic of West Germany, 1980] qui représente un apport hydraulique instantané dans une zone du lit qui peut provoquer des contraintes hydrauliques transitoires très importantes, même pour des valeurs de Ch limitées.

Cette force d'irrigation instantanée traduit la quantité d'eau arrivant momentanément sur un secteur du lit. Elle dépend du débit traversier mais aussi du mode de distribution lié à la fraction de surface momentanément irriguée (dépendante du nombre de bras : n , du système de distribution et de la dispersion de l'arrosage au niveau de chaque bras) et la vitesse de rotation des bras : N . Elle peut s'exprimer en litres par mètres carrés de réacteur. Sa valeur devrait conditionner directement l'épaisseur du film ruisselant et la vitesse réelle d'écoulement de l'eau sur la paroi du garnissage et définir ainsi la valeur du temps de rétention hydraulique. Cette force d'irrigation a pour expression habituelle :

$$S_k = \frac{1000 Ch}{n N} \quad (5.3-2)$$

En fait, cette expression devrait être corrigée par l'introduction de l'aire spécifique du garnissage dont la valeur induit aussi directement la valeur de la hauteur d'eau momentanément distribuée sur une portion élémentaire de garnissage.

5.3.2. Démarche scientifique

Cette démarche scientifique a comme objectif d'étudier l'évolution la masse de biomasse contenue dans les lits bactériens en fonction de leur régime de fonctionnement. Ce régime est caractérisé par les paramètres Ch et S_k définis par les équations (5.3-1) et (5.3-2). La masse de biomasse contenue dans les lits bactériens a été étudiée à partir de la mesure de distribution des temps de séjour hydrauliques. Pour un régime de fonctionnement donné, l'analyse de ces courbes de distribution des temps de séjour fait apparaître un volume de rétention dynamique et un volume de rétention statique.

- la rétention dynamique qui correspond au film liquide qui s'écoule de lui-même, sous son poids propre. C'est la fraction qui reste le moins de temps au contact avec la biomasse et la rétention des matières à éliminer ne peut se faire que par biosorption ou blocage physique;
- la rétention statique qui correspond à l'eau retenue dans les interstices de la masse biologique (De Beer a calculé un taux de vide de 50% dans un biofilm de lit bactérien [De Beer *et al*, 1994]) et dont une partie n'est renouvelée qu'avec l'arrivée d'une autre vague ruisselante. Bien que cette fraction soit hétérogène, il pourrait être supposé en première approximation qu'elle est directement proportionnelle à la quantité de biomasse fixée. Sur le plan de l'épuration, le temps de contact entre l'eau et les sites bactériens actifs est alors plus conséquent et la transformation des produits peut être avancée.

5.3.3. Principaux résultats

La *Figure 5.3-2* représente la répartition volumique entre les deux types de rétentions liquides en fonction de la valeur de S_k (ces résultats ont été obtenus avec les deux garnissages plastiques testés sur l'installation pilote). Il y a peu de différence entre les rétentions dynamiques mesurées sur les deux garnissages. En revanche, la rétention statique (et donc probablement de la quantité de biomasse) est nettement plus importante sur le garnissage Hamon ce qui entraîne une différence de près de 50% sur la rétention totale. Cette différence se traduit par un temps de séjour beaucoup plus important avec ce garnissage.

On note également que la rétention totale (et donc le temps de séjour hydraulique) varie peu avec S_k mais la répartition entre les deux fractions évolue nettement. Ainsi, lorsque S_k augmente, la rétention statique diminue tandis que le volume liquide ruisselant (rétention dynamique) augmente. Il est donc permis de penser que le paramètre S_k contrôle la quantité de biofilm présente dans le lit bactérien. La vitesse de rotation des bras du lit bactérien (qui influe directement sur le paramètre S_k) est donc un élément important dans la conduite de ce réacteur.

Suite à cette constatation, un programme de recherche spécifique a été élaboré de façon à mettre au point une méthode de prédiction de la vitesse de rotation des bras des lits bactériens.

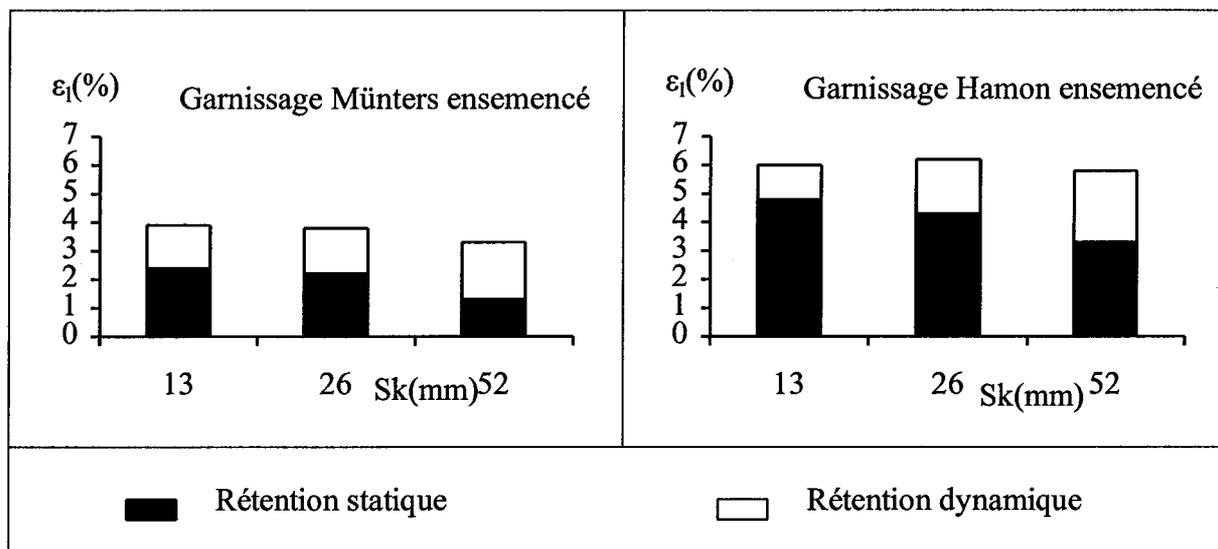


Figure 5.3-2 : Rétentions statiques et dynamiques pour une charge hydraulique de 1,6 m/h

5.3.4. Perspectives

L'importance du paramètre Sk dans le contrôle de l'épaisseur de biofilm dans les lits bactériens a été quantifiée. Il est maintenant possible d'aller plus loin et étudier d'autres régimes de fonctionnement de ces réacteurs. Nous pouvons notamment nous poser la question du couplage des lits bactériens avec des bassins d'activation de boues activées. Pour cela il faut se demander dans quelle mesure ces réacteurs peuvent être alimentés avec des boues de bassin d'activation. Une démarche analogue à celle présentée ici nous permettra de déterminer les paramètres de dimensionnement et de conduite des lits bactériens alimentés par des boues activées.

Au cours des études du fonctionnement des lits bactériens industriels il n'a pas été possible de comprendre le cheminement vers le biofilm de l'oxygène présent à l'extérieur des lits bactériens. Deux hypothèses sont les plus probables. Premièrement la convection naturelle de bas en haut favorisée par la différence de température de l'air. Deuxièmement la convection forcée de haut en bas dans laquelle l'eau entraîne l'air avec elle. La compréhension de ces phénomènes est importante puisque l'apport en oxygène est un des paramètres de contrôle de la vitesse d'oxydation de la pollution et du niveau d'oxydation du biofilm. Il contrôle également le fonctionnement en aérobie, en anoxie ou en anaérobie du lit bactérien.

5.4. Conclusion

Les travaux sur le transport d'une masse biologique ont été réalisés sur deux types d'ouvrages : les décanteurs et les lits bactériens. L'objectif de ces recherches était différent dans ces deux cas. L'étude du décanteur avait comme objectif de développer de nouveaux modèles. L'étude sur les lits bactériens recherchait le paramètre clé dans le contrôle de la masse de biomasse contenue dans le réacteur. Les objectifs de recherche étant différents, une démarche scientifique différente a été utilisée dans ces deux cas.

L'étude des modèles de clarificateur a tout d'abord montré l'importance de la discrétisation spatiale dans les simulations. Elle a ensuite montré l'intérêt de coupler une équation empirique aux modèles à une dimension. Enfin il est apparu que l'ajout du phénomène de diffusion dans

le modèle permet de rendre compte de la distribution des temps de séjour des matières en suspension.

L'étude des lits bactériens a montré l'importance de l'hydrodynamique dans le contrôle du transport de la biomasse dans ces réacteurs. Ces recherches laissent supposer que la force d'irrigation caractérisée par le paramètre Sk contrôle l'épaisseur du biofilm en agissant sur son détachement.

5.5. Encadrement et production scientifique

L'ensemble des travaux décrits dans ce chapitre a fait l'objet de :

- Une thèse (M. Bonnieux, 1999) a été co-encadrée avec le Professeur A. Grasmick. Le taux d'encadrement de cette thèse est de 20%.
- Deux publications dans des revues avec comité de lecture : Chatellier *et al* (1998) et Chatellier *et al* (1998).
- Une conférence invitée : Chatellier (2001).
- Une communication dans des congrès avec comité de lecture et texte complet : Do-Quang *et al* (1998).
- Une communication dans un congrès : Bertrand-Krajewski *et al* (1996).

6. Réactions biologiques

6.1. Introduction

Ces recherches portent sur les réactions biologiques utilisées dans les stations de traitement des eaux résiduaires. Elles ont été réalisées sur trois types de procédés différents.

Le premier utilise une biomasse sous forme de floccs maintenus en suspension dans l'eau à traiter. Cette étude reprends les travaux post-doctoraux entrepris en collaboration avec l'équipe du Directeur de Recherche Alain HEDUIT (Cémagref) et du Professeur Paul Lessard (Université de Laval, Québec) et ayant fait l'objet de la co-direction (15 %) d'une thèse.

Dans le second, une biomasse se développe à la surface d'un matériau support sur lequel ruisselle l'eau à traiter. Nous avons ici résumé les travaux post-doctoraux réalisés en collaboration avec l'équipe du Professeur Alain GRASMICK (ISIM, Université de Montpellier II) et ayant fait l'objet de la co-direction (20 %) d'une thèse.

Le troisième type de procédé contient à la fois une biomasse en suspension sous forme de floccs et un biofilm qui recouvre un matériau support en suspension dans le réacteur. Cette recherche a été réalisée dans une collaboration avec le Maître de Conférences Etienne PAUL (LIPE-INSA, Toulouse).

Les réactions biologiques présentent de fortes similitudes dans chacun de ces trois cas : la matière première est identique (de l'eau résiduaire), les populations bactériennes utilisées pour traiter cette pollution sont comparables, les qualités de la biomasse produite et de l'eau traitée sont proches. D'autre part, la difficulté de caractérisation des effluents et de la biomasse sont comparables pour ces trois types de réacteurs. Ces similitudes font qu'une démarche identique a été utilisée pour étudier chacun de ces trois problèmes. Elle se construit en trois étapes interdépendantes :

- *L'acquisition d'un grand nombre de données expérimentales sur le procédé.* Ce travail, long et coûteux, est indispensable pour pouvoir porter un jugement critique sur les données recueillies dans la littérature. Il est également indispensable pour identifier les variables qui contrôlent les réactions biologiques.
- *La construction ou l'étude d'un modèle macroscopique simple des réactions biologiques.* Ce modèle fait intervenir des grandeurs faciles à mesurer et traditionnellement utilisées dans les relations empiriques (e.g. niveau de charge du procédé, temps de séjour hydraulique). Il précise et ordonne les informations obtenues expérimentalement. Son champ d'application est limité puisqu'il ne prend en compte que le fonctionnement du réacteur à l'équilibre. Le développement de ce modèle constitue, dans le cas du lit bactérien, un apport original de nos recherches.
- *Le développement d'une approche de modélisation dynamique utilisant la dynamique des populations.* Cette étape a été atteinte pour les études les plus avancées. Dans ce cas, l'originalité du travail réside dans son domaine d'application : des pilotes de grandes tailles. Grâce à cela, certaines faiblesses des modèles traditionnels ont été mises en évidence et corrigées.

6.2. Modélisation de l'activité biologique d'une culture en suspension

On cherche fréquemment, dans le domaine des biotechnologies, à modéliser l'activité d'une culture bactérienne. La méthode la plus souvent utilisée consiste à calculer la quantité de bactéries actives de chacune des populations constituant la culture. Pour cela on applique généralement les lois de la dynamique des populations sous la forme de lois de Monod. Ce principe de modélisation est de plus en plus utilisé pour la modélisation de l'activité des populations bactériennes dans le traitement des eaux résiduaires.

Un grand nombre de laboratoires ont mené des recherches sur ce type de modèles. A la suite de ces recherches, un groupe de travail a été créé par l'IAWQ (International Association for Water Quality) pour effectuer une synthèse de ces travaux. Ce groupe de travail a proposé, en 1987, un modèle susceptible d'être admis par la communauté scientifique : le modèle ASM1 (Activated Sludge Model N° 1).

Depuis ce modèle est devenu un standard international et a été utilisé sur un grand nombre d'installations.

6.2.1. Problématique

Le modèle ASM1 est de plus en plus utilisé pour le dimensionnement des nouvelles installations de traitement des eaux résiduaires, surtout dans les pays anglo-saxons. De nombreux logiciels de dimensionnement utilisent aujourd'hui ce modèle. Or, les travaux scientifiques qui lui sont associés consistent généralement à modéliser des résultats expérimentaux précédemment obtenus. Pour cela un ajustement des paramètres du modèle est presque toujours nécessaire. Il est donc dangereux d'utiliser le modèle ASM1 pour dimensionner une installation à partir des seules caractéristiques de l'eau à traiter.

Il faut également noter que le modèle ASM1 prend en compte les substances carbonées en découpant la DCO en plusieurs fractions exprimées en mg O₂/l (*Figure 6.2-1* et *Figure 6.2-2*). Une méthode équivalente est utilisée pour représenter les composés azotés qui sont exprimés en mg N/l (*Figure 6.2-1* et *Figure 6.2-2*). Ce faisant, le modèle AMS1 définit des variables d'état qui caractérisent à la fois les eaux traitées et à traiter et les liqueurs mixtes contenues dans les différents bassins de la station. Malheureusement ces variables d'état ne correspondent pas à ce qui est habituellement mesuré sur les installations industrielles.

Une validation complémentaire du modèle ASM1 a donc été réalisée pour pouvoir l'utiliser en dimensionnement. Il s'est avéré impossible de faire ce travail à partir de données mesurées sur une station d'épuration. Les jeux de données disponibles sur ces installations sont incomplets, ils ne correspondent jamais à un fonctionnement à l'équilibre et, surtout, ils ne peuvent couvrir qu'une gamme réduite de régimes de fonctionnement. Pour pallier ces limitations, il est nécessaire d'utiliser le jeu de données expérimentales obtenues sur des unités pilotes.

Dans ce contexte, l'objectif est de voir s'il existe un calage du modèle qui permet de prendre en compte l'ensemble des régimes de fonctionnement d'une installation. Ce travail est une validation nécessaire du modèle ASM1. Par la suite, il sera nécessaire de vérifier que ce calage, s'il existe, modélise le fonctionnement des installations industrielles. C'est seulement après cette démarche préalable qu'il sera possible d'utiliser le modèle ASM1 pour effectuer des dimensionnements.

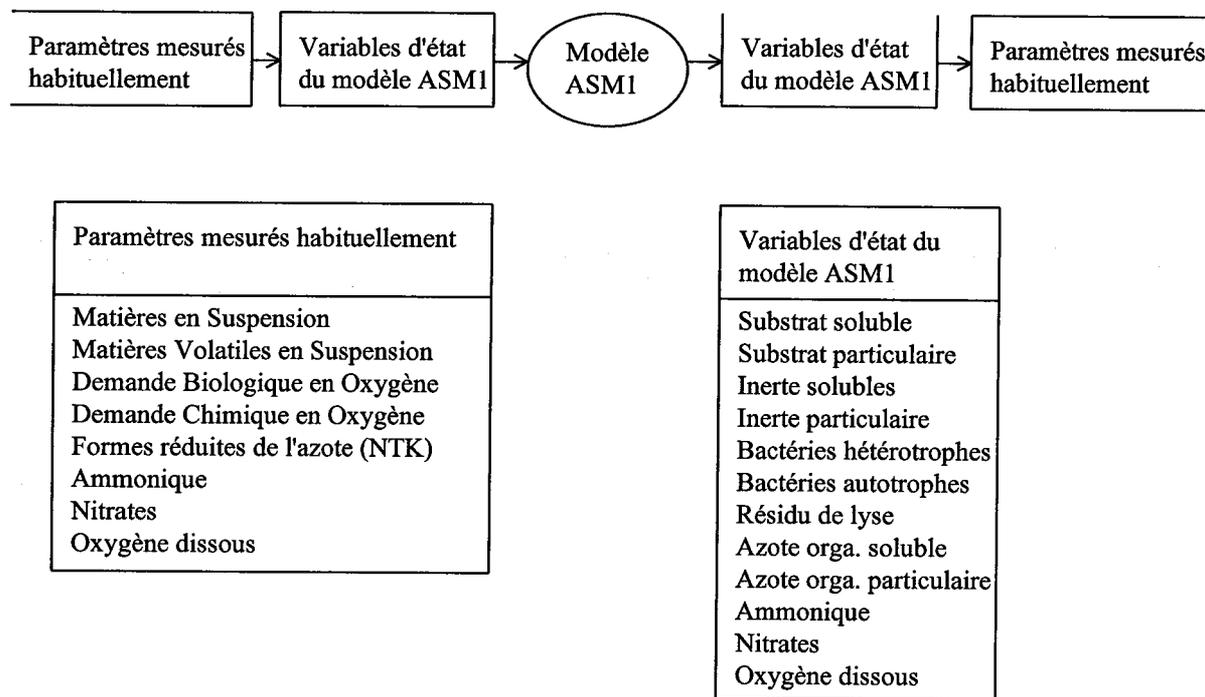


Figure 6.2-1 : Le modèle et les variables d'état

6.2.2. Démarche scientifique

Les données obtenues sur un pilote industriel de 9 m³ [Aguilera, 1998] ont été utilisées pour valider et caler le modèle ASM1. Ce jeu de données fournit des bilans détaillés caractérisant le fonctionnement du pilote à plusieurs niveaux de charge. Dans cet ensemble de données expérimentales, l'effluent est caractérisé par des mesures de paramètres classiques (DCO, DBO₅, MES, MVS, NTK, NH₄, NO₃, NO₂, NGI). Il a fallu déduire, à partir de ces informations, les caractéristiques de l'effluent nécessaires à la modélisation (Figure 6.2-1 et Figure 6.2-2). Le passage des paramètres classiques aux paramètres nécessaires au modèle se fait en utilisant des ratios (Is, Isi, Ixi, Ih et Ind) tirés de la bibliographie. Une fois ce travail réalisé, l'influence de ces ratios a été testée. Cette étude a alors permis de choisir ces ratios en connaissance de cause. Elle a ouvert la possibilité de rechercher un calage du modèle ASM1 qui permette de retrouver l'ensemble des résultats obtenus sur le pilote industriel.

6.2.3. Principaux résultats

Ces calculs ont permis de quantifier l'influence des ratios Is, Isi, Ixi, Ih et Ind sur le résultat des simulations dans la mesure où ces paramètres évoluent dans des limites crédibles. Une étude comparable a été menée sur la station du syndicat du Rosenmeer [Stricker, 2000]. Elle a montré que, sur le cas étudié, l'influence des ratios Is, Isi, Ixi et Ih est assez limitée.

Les résultats du modèle ont ensuite été comparés aux données expérimentales obtenues sur le pilote industriel. Il s'est avéré que le modèle prédit bien dans l'ensemble les données mesurées expérimentalement. Seules les cinétiques de dénitrification sont parfois sous-estimées par le modèle.

La sous-estimation des vitesses de dénitrification est liée à la structure du modèle. Originellement le modèle ne considère comme substrat que la fraction de la DCO qui est facilement assimilable. Cette fraction doit être déterminée par des mesures biologiques. Si l'on s'en tient à cette définition, du substrat biosorbé peut être utilisé pour la dénitrification. Au fil

du temps, et pour simplifier, la fraction facilement assimilable a été prise égale à la partie soluble et biodégradable de la pollution. Dans ce cas, le temps de séjour dans l'installation du substrat carboné se limite au temps de séjour hydraulique (généralement entre 10 et 20 heures). Par opposition, si nous considérons que le substrat facilement assimilable est en partie sous forme particulaire (notamment sa fraction biosorbée), son temps de séjour s'approche du temps de séjour des matières en suspension (plusieurs jours). On voit bien que dans le premier cas la quantité de substrat disponible pour la dénitrification est largement inférieure. La simplification qui consiste à considérer que la fraction facilement assimilable est égale à la partie soluble et biodégradable de la pollution limite donc les cinétiques de dénitrification par manque de substrat. Elle ne correspond pas à la réalité et il est donc logique que le modèle ne donne pas satisfaction dans ce cas.

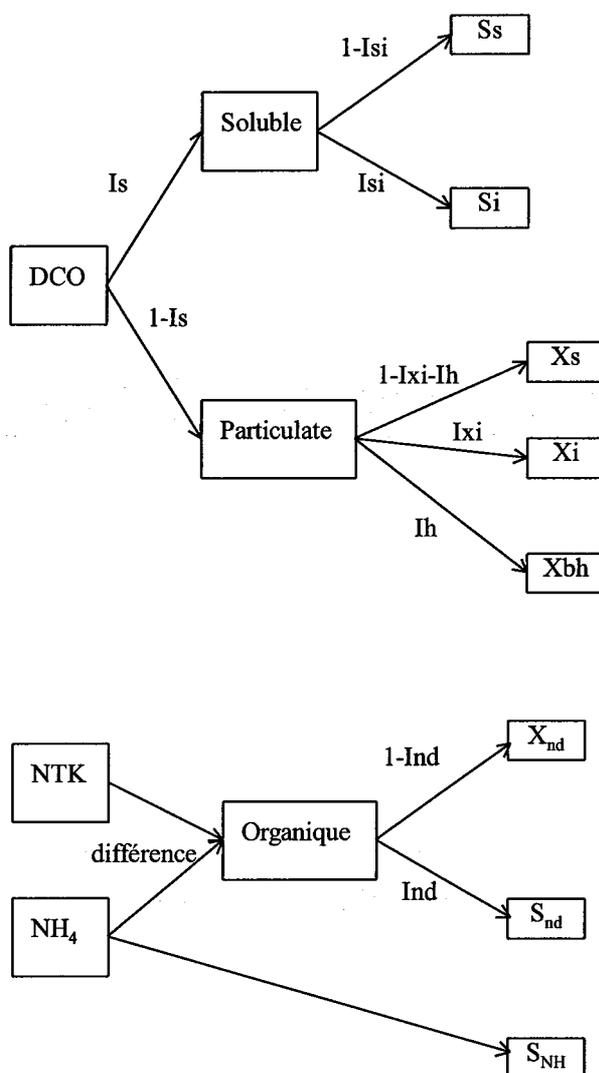


Figure 6.2-2 : Méthode de description de l'effluent

6.2.4. Perspectives

Les recherches présentées ici ont permis de mieux comprendre les modèles de réactions de nitrification et de dénitrification. Elles ont montré l'importance du processus de biosorption dans l'élimination de la pollution azotée. Ce phénomène, ignoré par le modèle ASM1, est très

important dans la transformation de la pollution carbonée au cours du processus de dépollution. Il a des conséquences importantes sur la capacité de dénitrification de l'unité de traitement.

Le comportement du milieu réactionnel a été étudié en conditions aérobie et anoxie. Il est nécessaire de poursuivre ces recherches en analysant le comportement du substrat carboné et de la biomasse dans des conditions anaérobies. Pour cela, il faudra notamment s'intéresser aux réactions d'hydrolyse et d'acidogénèse. L'étude des conditions anaérobies est essentielle pour modéliser la qualité mécanique des boues et le processus d'élimination biologique du phosphore.

- *La qualité mécanique* des boues dépend de nombreux paramètres et notamment de la présence dans ces boues d'un type particulier de bactéries dites filamenteuses. Le développement de ces bactéries est lié à la nature du substrat carboné disponible et à la durée des périodes d'anaérobiose.
- *L'élimination biologique du phosphore* est liée au développement d'une population bactérienne spécifique. Comme précédemment, le développement de ces bactéries est lié à la nature du substrat carboné disponible et à la durée des périodes d'anaérobiose.

6.3. Etude de l'activité biologique dans les lits bactériens

Nous avons évoqué au Paragraphe 5.3, le cas des bio-procédés utilisant un biofilm et y avons décrit l'importance de l'hydraulique dans le contrôle du développement du biofilm.

Nous allons maintenant présenter l'étude de l'activité biologique de ce biofilm. Pour cela, nous nous intéresserons au cas des lits bactériens décrit au Paragraphe 5.3.

6.3.1. Problématique

Le traitement d'une eau résiduaire par un lit bactérien repose sur l'activité biologique d'un biofilm. Le dimensionnement de ces réacteurs nécessite de prédire cette activité biologique. Pour cela plusieurs familles de modèles sont à notre disposition notamment :

- *Les modèles qui utilisent les lois de la dynamique des populations.* Ces modèles découpent le biofilm en couches. Le modèle ASM1 décrit au Paragraphe 6.2 est appliqué dans chacune de ces couches. Les couches échangent entre elles de la pollution soluble par des phénomènes de diffusion. L'épaisseur du biofilm est modélisée par des équations d'attachement et de détachement.
- *Les modèles qui utilisent des relations empiriques.* Dans ces modèles l'eau à traiter est caractérisée par des analyses classiques couplées avec un fractionnement physico-chimique. On modélise alors, à l'aide de relations empiriques, l'évolution dans le réacteur des composés contenus dans chacune des fractions.
- *Les modèles phénoménologiques.* Dans ces modèles le fonctionnement du réacteur est étudié en prenant en compte quelques phénomènes simples mais prédominant. Le modèle ainsi obtenu n'a pas comme objectif de rendre compte parfaitement du fonctionnement du réacteur et notamment des phases dynamiques. Il constitue un modèle simple capable de rendre compte du fonctionnement moyen du réacteur pour une large gamme de régimes de fonctionnement.

Les deux dernières classes de modèles fournissent une interprétation simple du fonctionnement des lits bactériens. Ces approches doivent être bien maîtrisées avant de mettre

en œuvre les modèles qui utilisent les lois de la dynamique des populations. En effet, ces derniers sont beaucoup plus puissants mais ont des limites d'utilisation beaucoup plus difficiles à cerner.

L'objectif est donc de développer un modèle phénoménologique simple de l'activité biologique des lits bactériens. Pour cela les données expérimentales ont été présentées en décomposant en trois fractions la DCO et les MES de l'eau en entrée et en sortie du lit bactérien :

- Décantable non coagulable,
- Décantable et coagulable,
- Non décantable et non coagulable.

6.3.2. Démarche scientifique

6.3.2.1. Recueil et analyse des données expérimentales

Au cours de cette étude un grand nombre de données expérimentales sur pilotes semi-industriels ont été acquises (*Figure 5.3-1*). Parmi ces données deux points ont été sélectionnés (*Figure 6.3-1* et *Figure 6.3-2*). Ces deux points, obtenus avec un garnissage plastique à courants croisés, représentent des régimes de fonctionnement complètement opposés :

- forte charge hydraulique (1,6 m/h), fort Sk (26 mm/passage de bras). Dans ce cas la hauteur du garnissage est de 1,2 m.
- faible charge hydraulique (0,8 m/h) et faible Sk (7 mm/passage de bras). Dans ce cas la hauteur du garnissage est de 1,5 m.

Dans le premier cas expérimental étudié (*Figure 6.3-1*), le temps de séjour hydraulique dans le lit bactérien est faible (quelques minutes). Si l'on suppose que le temps de transfert entre les polluants et la biomasse est égal au temps de passage hydraulique, la métabolisation des produits polluants doit être très limitée et l'épuration se fait alors plutôt par biofixation, puis élimination avec la biomasse arrachée. Effectivement, la *Figure 6.3-1* montre qu'il y a peu de différence entre les deux DCO globales (20%). Cela signifie, qu'une partie de la baisse enregistrée au niveau de la DCO non décantable est compensée par l'augmentation de la DCO décantable dans l'eau de sortie du lit bactérien. Ceci est encore plus net au niveau des MES où la différence entrée-sortie n'est que de 10%. Dans ce cas, le rôle du lit bactérien se limiterait à la fixation d'une fraction de la pollution sur la biomasse et la métabolisation reste faible.

Contrairement à l'exemple précédent, la *Figure 6.3-2* montre une nette différence entre l'eau brute et l'eau sortie pour les deux paramètres : DCO (44%) et MES (28%). Il n'y a donc pas uniquement un transfert de la pollution d'une fraction vers une autre, mais aussi une métabolisation d'une part importante de la pollution d'entrée. Ainsi, à l'exception des matières en suspension décantables, toutes les autres fractions ont diminué dans le lit et l'abattement le plus important se produit sur la fraction coagulable puis sur la fraction dissoute. L'augmentation de la fraction de MES décantables en sortie est probablement due à la fois, à la biofixation et à la production bactérienne dans le lit bactérien. On observe, en effet, que la valeur du rapport DCO/MV de la fraction décantable passe de 3,8 à 1,9 entre l'eau brute et l'eau traitée ce qui montre qu'il y a une plus grande proportion de biomasse dans l'effluent.

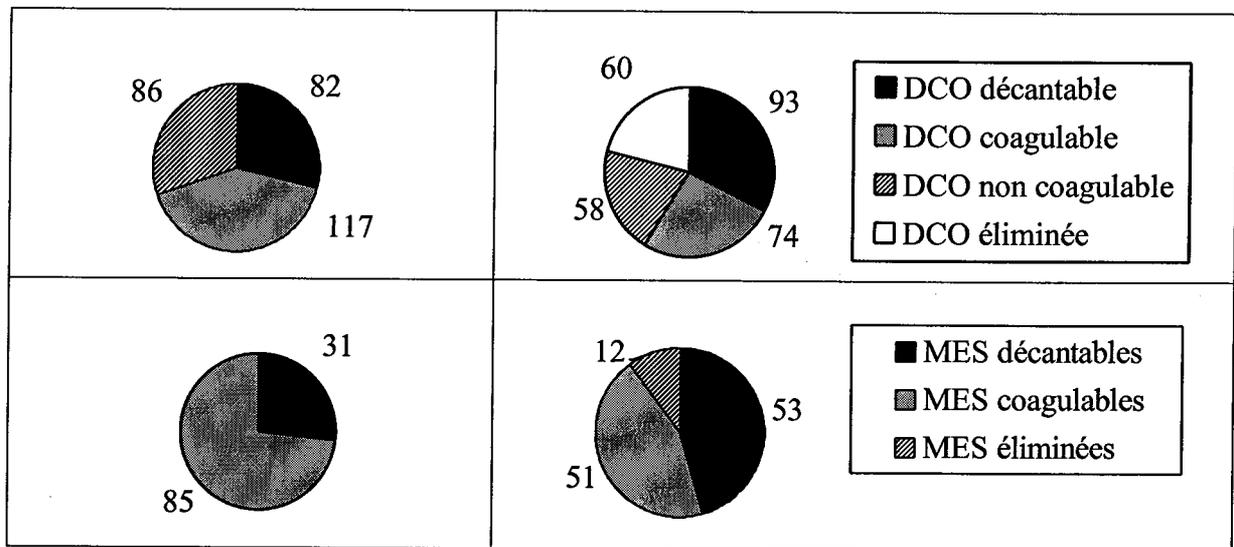


Figure 6.3-1 : Composition typique de la DCO à l'entrée et à la sortie d'un lit bactérien fonctionnant à forte charge hydraulique et fort Sk

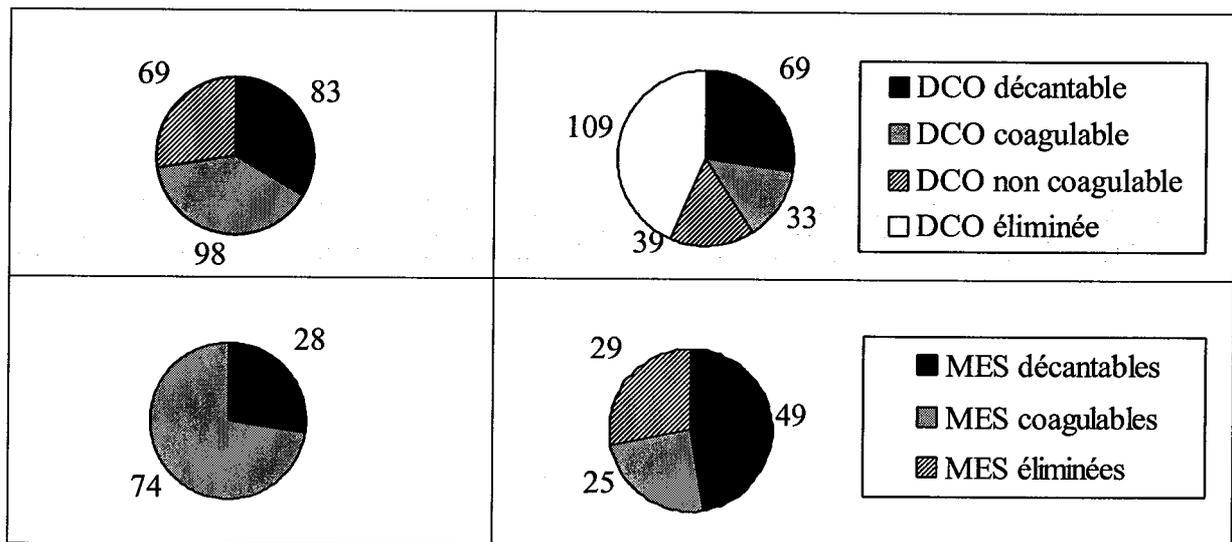


Figure 6.3-2 : Composition typique de la DCO à l'entrée et à la sortie du lit bactérien fonctionnant à faible charge hydraulique et faible Sk

6.3.2.2. Développement d'un modèle phénoménologique

Un modèle a donc été développé en supposant que l'épuration dans le lit bactérien est effectuée grâce à deux phénomènes qui agissent en complémentarité :

- Si le temps de transfert est court, on peut supposer qu'il ne se produit qu'une biosorption où les polluants se fixent sur les polymères extracellulaires qui couvrent le biofilm. Lors du décrochage de celui-ci, la pollution décante dans le clarificateur. Dans ce cas, le lit bactérien ne fait que transférer une partie de la pollution non décantable vers la fraction décantable ;
- Dans la plupart des cas, on observe une différence de DCO globale entre l'entrée et à la sortie du lit bactérien. Cela montre qu'en plus de la biosorption, une partie de la pollution est dégradée dans le lit bactérien pour former de la biomasse, de l'eau et du

dioxyde de carbone. La métabolisation nécessite un temps de contact plus long entre le polluant et la biomasse.

Les mesures réalisées au cours des expérimentations ont montré que :

- pour la partie décantable, le rapport DCO/MV à l'entrée du lit est compris entre 3,3 et 4 alors qu'il n'est que d'environ 1,9 en sortie
- pour la partie coagulable, la valeur de ce rapport est dans les deux cas proche de 1,9.

En se rappelant que pour la matière vivante le rapport théorique est de 1,42, il semble donc que la fraction coagulable, dans l'eau brute et dans l'eau épurée, est essentiellement composée de matière vivante alors que la fraction décantable change de nature dans le système. Un modèle du procédé a donc été développé en reliant les différentes fractions organiques entre l'entrée et la sortie du lit (Figure 6.3-3). Pour cela les hypothèses suivantes ont été posées :

- pour chaque fraction il existe une part dégradable et une part non dégradabile ;
- la part non dégradabile se retrouve telle quelle à la sortie du lit et la valeur de son rapport DCO/MVS est supposée inchangée ;
- la part dégradabile est transformée en biomasse, en eau et en dioxyde de carbone et la biomasse créée dans le lit est supposée être retrouvée dans les fractions décantable et coagulable de l'effluent avec un rapport DCO/MVS égal à 1,42 ;
- la relation MVS/MES est supposée identique à l'entrée et à la sortie du lit bactérien ce qui a été corroboré par les mesures effectuées. De plus, à des fins simplificatrices, on suppose que ce ratio a la même valeur pour les fractions décantable et coagulable.

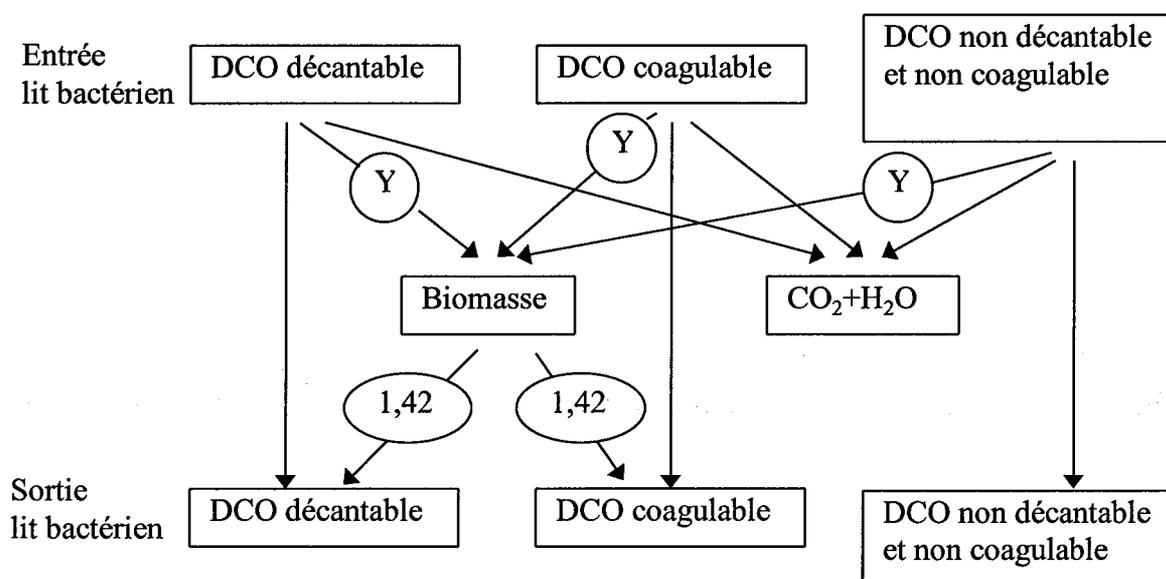


Figure 6.3-3 : Suivi des fractions de DCO entrée/sortie lit bactérien

Il convient de préciser que ce modèle propose une vision simplifiée de ce qui se passe dans le lit bactérien et ne prend pas en compte, par exemple, les métabolites relargués par la biomasse (qui représentent entre 2 et 10% de la DCO dégradée pour un traitement à boues activées) ou la biosorption sans métabolisation de la fraction non décantable et non coagulable.

Cette approche permet de déterminer à la fois le taux de conversion en biomasse (Y) et aussi, pour chaque fraction, la part non dégradée et celle transformée en biomasse, CO₂ et H₂O.

6.3.3. Principaux résultats

Le modèle schématisé sur la *Figure 6.3-3* a été appliqué sur des données expérimentales. Au cours de ce travail le taux de conversion (Y) a été ajusté de façon à caler le modèle sur les résultats expérimentaux. En conclusion de cette analyse il est possible de dire que :

- La DCO non coagulable est dégradée pratiquement de la même façon quelle que soit la charge jusqu'à obtenir une concentration résiduelle de 40 à 60 mg/l. Le temps de contact et le fait d'avoir une eau non décantée ne semblent donc pas être des facteurs limitants.
- La dégradation de la DCO coagulable dépend très nettement de la charge appliquée (*Figure 6.3-1* et *Figure 6.3-2*), il est donc intéressant d'étudier l'influence des paramètres opératoires sur l'élimination de cette fraction. On remarque aussi que les performances sont identiques qu'il s'agisse d'une eau brute ou d'une eau décantée.
- La part décantable est la seule pour laquelle le traitement antérieur (tamisage ou décantation primaire) a une influence sur la dégradation. La DCO décantable résiduelle est globalement proportionnelle à la concentration de cette fraction dans l'eau d'entrée et donc la part dégradée est plus faible sur l'eau brute tamisée. En général, le taux de conversion de la DCO en biomasse (Y) augmente avec la charge appliquée.

6.3.4. Perspectives

Une modélisation phénoménologique des lits bactériens a été développée. Cette modélisation a donné d'excellents résultats mais elle ne permet pas d'approcher le fonctionnement des lits bactériens en régime dynamique. Pour résoudre ce problème, la communauté scientifique a appliqué au cas des lits bactériens les modèles développés originellement pour les cultures en suspension (Paragraphe 6.2). Cette transposition directe n'est pas évidente. Il est donc nécessaire de la valider sur les cas expérimentaux qui ont servi pour développer le modèle phénoménologique.

6.4. Etude de la possibilité de nitrification dans les lits bactériens

Les bio-procédés utilisant un biofilm ont été présentés au Paragraphe 5.3. Dans ce paragraphe, nous avons étudié le cas du procédé à lit bactérien et plus particulièrement le lien entre le régime hydrodynamique et le développement du biofilm. Nous avons, par la suite (Paragraphe 6.3), présenté la capacité de ces biofilms à traiter la pollution carbonée.

Nous allons maintenant nous intéresser à la possibilité d'utiliser ces biofilms pour réaliser des réactions de nitrification.

6.4.1. Problématique

Le lit bactérien est un procédé de traitement très ancien. Il s'est développé à une époque où les eaux résiduaires étaient rejetées dans le milieu naturel après n'avoir éliminé que la pollution carbonée. Le lit bactérien a, par la suite, été assimilé à un procédé rustique d'élimination de la pollution carbonée.

Il se trouve que ce procédé permet, pour certains régimes de fonctionnement, d'éliminer également la pollution azotée. Un programme de recherche a donc été développé afin de

valider cette capacité des lits bactériens et de déterminer les conditions dans lesquelles il est possible d'obtenir des réactions de nitrification avec ce procédé. Ces conditions de fonctionnement sont caractérisées par la charge en pollution carbonée appliquée au lit bactérien.

6.4.2. Démarche scientifique

Dans cette étude, les capacités de nitrification des lits bactériens ont été testées à différents niveaux de charge organique. Pour cela, une unité pilote (Figure 6.4-1) a été conduite en maintenant une charge de pollution azotée constante et en augmentant la charge de pollution carbonée tout au long de l'expérience. Au cours de ces travaux, le lit bactérien a été alimenté en continu de façon à supprimer le paramètre S_k (Paragraphe 5.3) de notre plan d'expérience. Cette limitation a peu de conséquences, puisqu'elle correspond à des conditions réelles d'exploitation, vu la faible production de boues engendrée par la nitrification. Il a ainsi été possible d'étudier l'influence de la charge organique sur la capacité de nitrification du pilote.

La biomasse développée dans le pilote a été caractérisée au cours de ces expériences. Ce travail a permis de mieux analyser les divers régimes de fonctionnement imposés. Pour cela, les caractéristiques de l'activité de nitrification qui restent invariantes quel que soit le régime de fonctionnement du lit bactérien ont alors été recherchées.

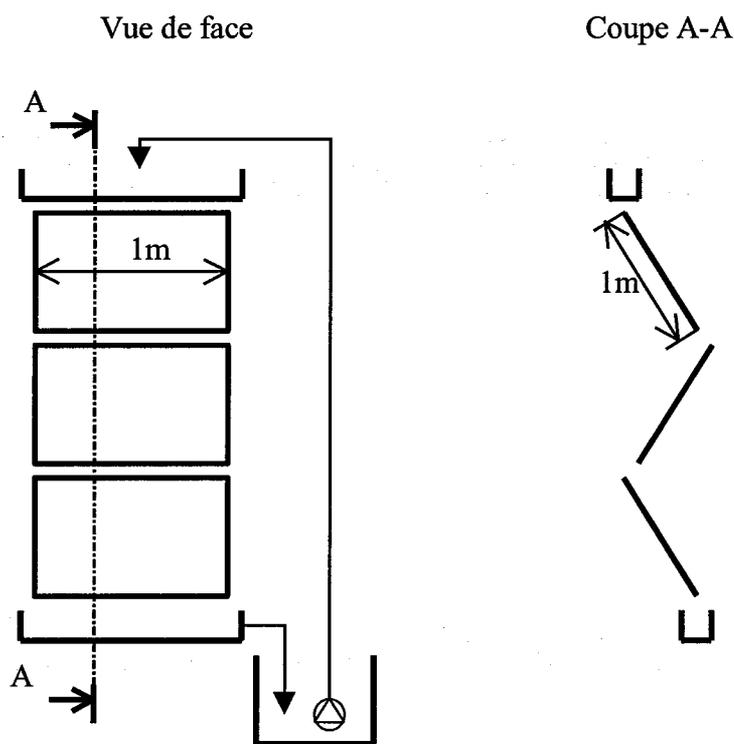


Figure 6.4-1 : Lit bactérien pilote

6.4.3. Principaux résultats

Les résultats expérimentaux sont résumés sur la Figure 6.4-2. Cette figure représente l'évolution de la masse de biofilm par mètre carré de support de biofilm ainsi que la cinétique de nitrification exprimée en mgN/gMV/h , en fonction de la charge du procédé. Il apparaît sur cette figure que :

- La masse de biomasse par unité de surface augmente avec la charge. Dans ces expériences elle atteint un maximum de 12 g m^{-2} . Cette masse dépend à la fois de la charge organique et des conditions hydrauliques appliquées sur le pilote. Dans notre cas, le pilote est alimenté à débit continu, c'est à dire que le paramètre Sk était très faible (Paragraphe 5.3.2). Il faut garder en mémoire que, dans ces expériences, le lit bactérien pilote est constitué de plaques planes. Les fractions de biofilm qui se détachent s'évacuent donc obligatoirement avec l'eau traitée. Dans les lits bactériens industriels, le garnissage n'est pas plan et le biofilm détaché peut s'y bloquer. La masse de biofilm contenue dans le lit peut alors devenir très importante jusqu'à entraîner son colmatage. Il ne faut donc pas conclure de ces expériences que sur une unité industrielle la masse de biomasse se stabiliserait à 12 g m^{-2} .
- La cinétique de nitrification obtenue est à peu près constante et égale à 7 mg N/g MV/h . Deux remarques peuvent être faites. Premièrement cette cinétique est restée constante quel que soit le niveau de charge du procédé. Ceci s'oppose à ce qui est habituellement rencontré avec une biomasse floculée en suspension. Deuxièmement la cinétique de 7 mg N/g MV/h est à peu près deux fois plus élevée que les cinétiques obtenues dans un traitement par boues activées.

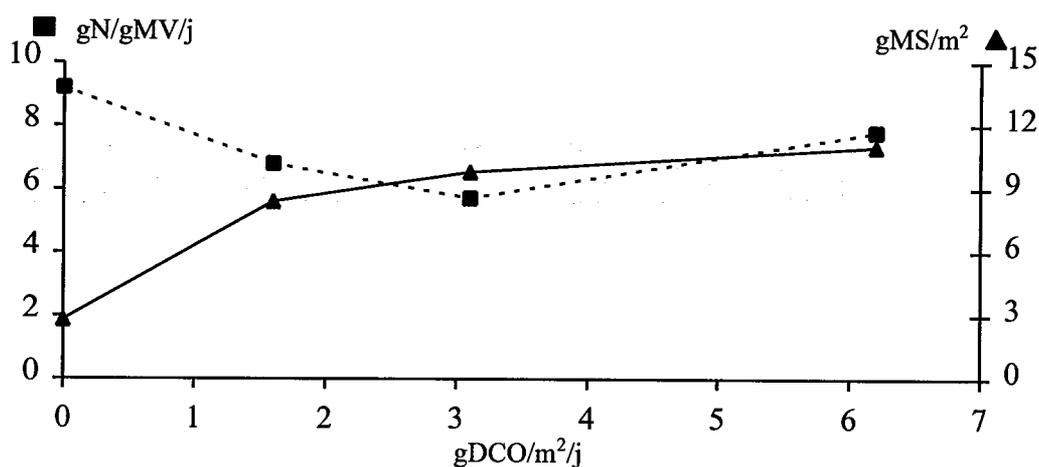


Figure 6.4-2 : Capacité de nitrification d'un lit bactérien en fonction de la charge organique appliquée.

6.4.4. Perspectives

Comme nous l'avons dit au Paragraphe 6.3.4, la suite naturelle de ces recherches consiste à modéliser le fonctionnement des lits bactériens avec des modèles reposant sur la dynamique des populations. Ces modèles, utilisés pour modéliser les boues activées, fournissent l'évolution dans le temps des cinétiques d'élimination de l'azote. Ils doivent être validés pour le cas des lits bactériens.

6.5. Amélioration de la nitrification à l'aide de réacteurs hybrides

Le développement de procédés compacts suppose que l'on soit capable de découpler dans le réacteur le temps de séjour hydraulique et le temps de séjour de la biomasse. Ceci n'est pas possible dans les procédés à boues activées à cause principalement d'une limite de charge massique au radier du décanteur mais aussi d'une limitation du transfert d'oxygène.

Ces problèmes sont levés dans le cas du procédé à lit bactérien. Malheureusement, le temps de séjour hydraulique est très faible dans ce procédé et permet difficilement de faire face à des à-coups de charge. De plus, le phénomène de floculation reste très limité dans ce procédé si bien qu'il subsiste un grand nombre de particules fines en sortie des lits bactérien. Il est donc difficile d'atteindre des niveaux de traitement élevés. Enfin, pour éviter le colmatage, il est nécessaire que le biofilm se développe sur une structure macro-poreuse ce qui augmente le volume du réacteur (Paragraphe 5.3.1).

Une autre voie possible pour découpler le temps de séjour hydraulique du temps de séjour de la biomasse consiste à développer des réacteurs hybrides. Le principe de fonctionnement de ces réacteurs est représenté sur la *Figure 6.5-1*. Ils se composent d'un réacteur parfaitement agité couplé à un décanteur statique. Ces réacteurs se comportent l'un par rapport à l'autre de la même façon que dans le procédé à boues activées décrit au début du Chapitre 2. L'amélioration du procédé à boues activées consiste à ajouter un matériau support de biofilm dans le réacteur parfaitement agité. Dans notre cas, ce matériau est plus léger que l'eau. Il est mis en suspension par l'effet conjugué de l'aération (qui diminue la densité apparente du milieu) et du brassage. Un biofilm se développe sur le matériau support. Le temps de séjour de ce biofilm dans le système est donc totalement indépendant du temps de séjour hydraulique. Parallèlement à cela, il se développe dans le réacteur une biomasse en suspension. Cette dernière assure d'une part le piégeage par biosorption d'une partie de la pollution carbonée et d'autre part le regroupement des particules fines au sein de floccs bactériens. Ces réacteurs hybrides permettent ainsi d'atteindre des niveaux de traitement élevés.

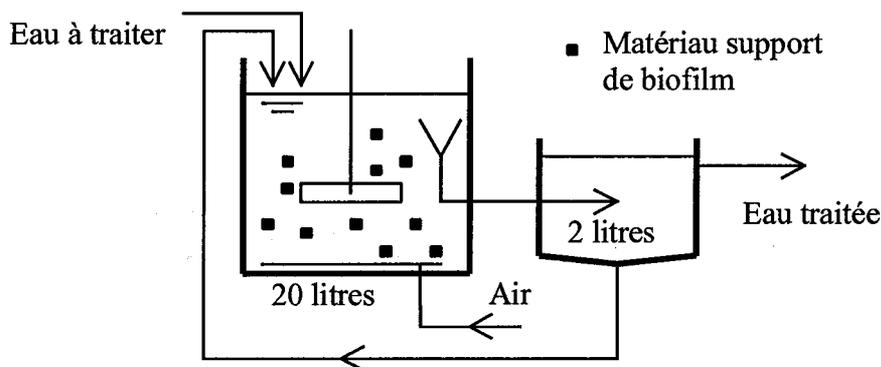


Figure 6.5-1 : Principe des réacteurs hybrides

6.5.1. Problématique

L'intérêt des réacteurs hybrides est de découpler les temps de séjour hydraulique et le temps de séjour de la biomasse. Il est ainsi possible, dans des réacteurs de taille réduite, de cultiver des populations bactériennes à faible taux de croissance. Dans le cas du traitement des eaux

résiduaire ces populations sont constituées de bactéries capables d'oxyder l'ammoniaque en nitrate. Il est ainsi possible d'obtenir des réacteurs de nitrification avec des tailles réduites.

L'objectif de cette étude était de quantifier les limites de fonctionnement des réacteurs hybrides.

6.5.2. Démarche scientifique

Afin de quantifier les avantages des réacteurs hybrides par rapport au procédé à boues activées, deux lignes de traitement identiques (*Figure 6.5-1*) ont été conduites en parallèle. L'une de ces lignes fonctionnait suivant le procédé classique à boues activées. Du matériau support de biofilm a été ajouté dans la seconde ligne ($\varepsilon_s = 8 \%$).

Pour atteindre l'objectif de recherche, le procédé à boues activées a été placé dans des conditions (température et concentration de la biomasse en suspension) pour lesquelles la nitrification est partielle. Les mêmes conditions de fonctionnement ont été adoptées pour le réacteur hybride. Il a ainsi été possible de comparer les écarts de rendement de nitrification entre le réacteur hybride et le procédé à boues activées.

6.5.3. Principaux résultats

Les rendements d'élimination de l'azote obtenus avec le pilote à boues activées sont représentés sur la *Figure 6.5-2*. Ces résultats ont été obtenus à une température de 16°C. Ils montrent que seulement 50% de l'azote ammoniacal est nitrifié lorsque le temps de séjour des matières en suspension est de 5 jours et que la réaction de nitrification disparaît pour un âge de boues de 3,7 jours.

Inversement, pour les mêmes concentrations de MES, la nitrification est totale dans le réacteur hybride (*Figure 6.5-3*). Ce résultat montre bien l'intérêt des réacteurs hybrides.

Ce principe peut être utilisé dans le cas où une installation à boues activées a des volumes de réacteurs trop faibles pour qu'il s'y développe une biomasse nitrifiante en suspension. Les résultats expérimentaux montrent qu'il est alors possible de réaliser une réaction de nitrification en ajoutant un matériau support de biomasse dans le réacteur. Une population de bactéries autotrophes peut alors se développer sur ce matériau. Elle permet ainsi de nitrifier l'ammoniaque entrant dans le réacteur.

6.5.4. Perspectives

Cette étude préliminaire des réacteurs hybrides a donné des résultats prometteurs. Elle possède toutefois deux limitations qu'il est nécessaire de lever avant de réaliser des essais en échelle semi-industrielle.

Premièrement, le matériau étudié a une granulométrie trop fine pour pouvoir être utilisé industriellement. Nous retrouvons ici la problématique développée au Paragraphe 3.4.4. : pour obtenir un réacteur dont la technologie soit fiable, il est nécessaire d'utiliser un matériau de diamètre minimal 5 mm et si possible 10 mm. Il est naturel que les performances du réacteur diminuent quand la taille du matériau augmente. Il faut donc s'assurer que ces performances restent encore intéressantes avec des matériaux dont la taille permet une exploitation fiable du procédé.

Deuxièmement, il est nécessaire de tester le comportement de ces réacteurs lorsqu'ils sont alimentés avec des eaux brutes. En effet, les essais présentés ci-dessus ont été réalisés avec une eau décantée. Cette eau comporte moins de particules que des eaux brutes. L'exploitation du réacteur est donc plus facile : moins de risques de colmatage ou d'agglomération du matériau avec les particules apportées par l'eau. Avant de réaliser des essais à échelle semi-

industrielle il est donc indispensable d'étudier le comportement de ces réacteurs lorsqu'ils sont alimentés avec des eaux brutes.

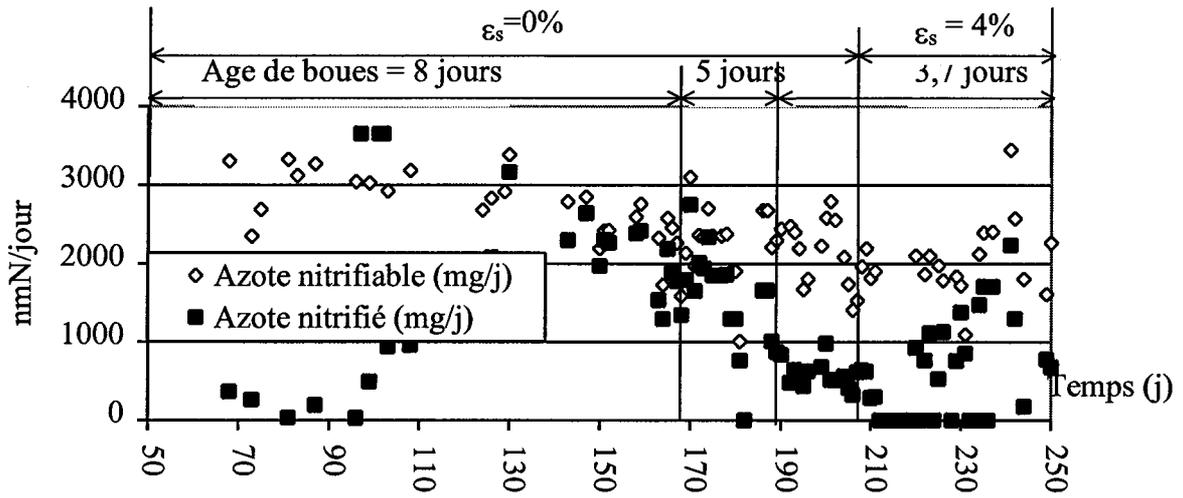


Figure 6.5-2 : Rendement d'élimination de l'azote avec le réacteur témoin à boues activées.

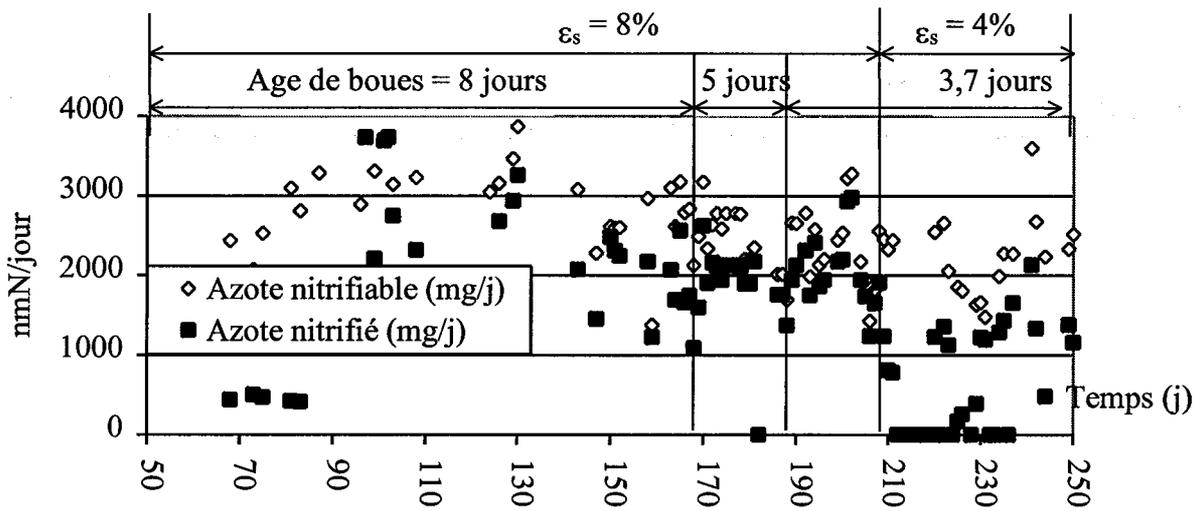


Figure 6.5-3 : Rendement d'élimination de l'azote avec le réacteur hybride

6.6. Conclusion

Les cinétiques des réactions mises en œuvre dans les procédés biologiques de traitement des eaux ont été modélisées au cours de ces recherches. Ces travaux ont porté sur trois types de procédés différents : les procédés à cultures libres, les procédés à cultures fixées et les procédés hybrides. Dans chacun de ces trois cas la démarche adoptée est identique. Elle se décompose en trois étapes :

- *L'étude bibliographique et expérimentale.* Ce travail a été mené antérieurement ou parallèlement à nos recherches dans le cas de l'étude des procédés à culture libres. Il a été effectué dans le cadre de nos recherches en ce qui concerne les procédés à cultures fixées ou les procédés hybrides.
- *L'analyse macroscopique et le développement de modèles statiques.* Cette analyse est antérieure à nos travaux de recherche dans le cas des procédés à cultures libres, elle a constitué une partie de nos recherches sur les procédés à cultures fixées. Elle a permis de développer un modèle simple décrivant le fonctionnement des lits bactériens. D'autre part les résultats de l'analyse macroscopique des procédés à cultures libre ont été valorisés au travers du développement d'un logiciel de simulation de procédés biologiques de traitement des eaux (Paragraphe 7.7).
- *La modélisation à partir de la dynamique des populations.* Ces travaux constituent une grande partie de notre activité de recherche. Les modèles biologiques des procédés à culture libres ont été testés. De nouveaux modèles capables de prendre en compte les procédés à cultures fixées ou les procédés hybrides sont en cours de développement.

	Etape 1 : Etude bibliographique et expérimentation	Etape 2 : Analyse macroscopique du procédé. Développement de modèles statiques.	Etape 3 : Application de la dynamique des populations.
Réacteurs à culture libres	Utilisation de résultats obtenus en dehors de mon travail de recherche	Utilisation de résultats obtenus en dehors de mon travail de recherche	Travail de recherche post-doctorales. Suivi des thèses de A.E. Stricker et F. Lagarde Co-encadrement du stage post graduate de G. Ghysbrecht
Réacteurs à culture fixées carbone	Co-encadrement de la thèse de M. Bonnieux	Co-encadrement de la thèse de M. Bonnieux	Co-encadrement des stages post graduate de A. Onnis
Réacteurs à culture fixées azote	Co-encadrement des stages post graduate de O. Gutierrez et de G. van den Daele	Co-encadrement des stages post graduate de O. Gutierrez et de G. van den Daele	Co-encadrement des stages post graduate de A. Onnis
Réacteurs hybrides	Co-encadrement des stages post graduate de J.C. Ochoa et de B. Pallacios		Co-encadrement du stage post doctoral de J. Colprim

Tableau 6-1 : Tableau synthétique des études sur les réactions biologiques

6.7. Encadrement et production scientifique

L'ensemble des travaux décrits dans ce chapitre a fait l'objet de :

- Une thèse (M. Bonnieux, 1999) déjà mentionnée au Paragraphe 5.5 (Page 57).
- Une thèse (A.E. Stricker, 2000) co-encadrée à hauteur de 15 % avec le Professeur P. Lessard et le Directeur de Recherche A. Héduit.
- Une thèse (F. Lagarde) encadrée par le Directeur de Recherche A. Héduit pour laquelle je participe au comité de suivi.
- Une stage post-doctoral de un an (J. Colprim, 1999) co-encadrée avec le Maître de conférences E. Paul. Le taux d'encadrement de ces recherches est de 50%. Elles ont donné lieu à une publication dans un congrès : Colprim (2001).
- Six stages post-graduate : O. Gutierrez, 10 mois, G. Van den Daele, 6 mois, B. Pallacios, 6 mois, J.C. Ochoa, 6 mois, A. Onnis, 7 mois, D. Ghysbrecht, 6 mois. Chacun de ces stages a été encadré à 50%.
- Une collaboration de trois ans avec un ingénieur de la direction technique de la société Degremont et une collaboration de deux ans avec un ingénieur de recherche de la société Lyonnaise des Eaux.

7. Applications industrielles

Dans ce chapitre sont présentés des exemples concrets d'application des recherches développées à des problématiques industrielles.

7.1. Classification des études

Les procédés et les phénomènes mis en jeu dans le traitement des eaux résiduaires urbaines sont multiples. Par suite, il existe une grande variété de problèmes à traiter. Le domaine d'étude est donc vaste. Il s'agit de voir comment les méthodes de simulation et de contrôle permettent de comprendre et, éventuellement, de résoudre ces problèmes.

Dans ce paragraphe, nous commencerons par définir les procédés de traitement couverts par ces études. Nous préciserons ensuite les types de phénomènes que nous avons utilisés pour classer ces études.

Nous montrerons ainsi comment un problème de fonctionnement d'une installation peut être associé au mauvais déroulement d'un phénomène dans un procédé. Ces définitions nous permettront, par la suite, de classer nos recherches dans un tableau synthétique.

7.1.1. Les procédés de traitement des eaux résiduaires

Les procédés de traitement des eaux résiduaires se classent habituellement en distinguant tout d'abord ceux qui utilisent une culture libre (procédés à boues activées) de ceux qui utilisent une culture fixée. Deux classes sont couramment définies dans cette deuxième catégorie : le support de la culture est immergé (biofiltres), le milieu à traiter ruisselle sur le biofilm (lits bactériens).

Il existe un autre type de procédé qui utilise des réacteurs hybrides. Il s'obtient en mélangeant les concepts des procédés à culture fixée immergée, et les procédés à culture libre (par exemple en fluidisant un matériau support de biofilm dans une culture libre).

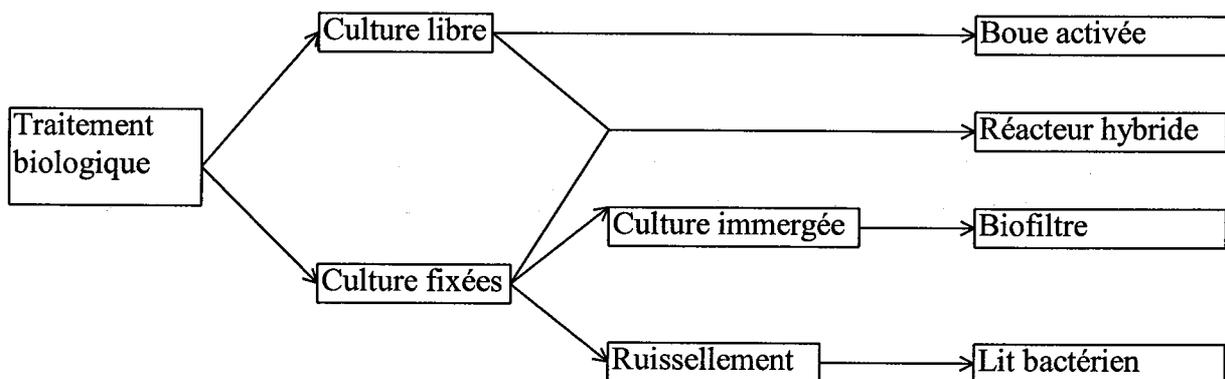


Figure 7.1-1 : Les procédés utilisés dans le traitement des eaux

La classification que nous venons de présenter s'effectue sur un critère biologique : le mode de développement de la biomasse. Il ne faut pas négliger l'aspect mécanique du traitement des

eaux résiduaires. Une partie de l'activité épuratoire d'un lit bactérien, d'un biofiltre ou d'une boue activée, est due simplement au piégeage mécanique des particules polluantes. Ce piégeage est d'autant plus important que la granulométrie du milieu est fine. On pourrait donc classer les procédés par granulométrie : fines (filtre à sable), moyennes (biofiltres) et grosses (lit bactérien).

D'autre part, il faut noter que, plus la granulométrie est fine, et plus la surface de matériau développée dans un mètre cube de réacteur est importante. Ceci revient à dire que la surface de biofilm développée dans un mètre cube de réacteur (et donc la capacité potentielle d'épuration biologique) est d'autant plus importante que la granulométrie est fine.

Les deux points précédents incitent à conclure qu'un procédé est d'autant plus efficace que la granulométrie du matériau support qu'il contient est fine. Il faut compenser cette idée en prenant en compte le problème du colmatage du lit de matériau support. Ce risque de colmatage impose des séquences de lavage dans le cas de matériaux support à faible et moyenne granulométrie.

Le procédé à boues activées peut être considéré comme un procédé à granulométrie très fine (taille des floccs) qui permet d'éviter les problèmes de colmatage. En contrepartie la difficulté de ce procédé est de séparer le floc du milieu dans lequel il se trouve. Ce point délicat peut être contourné en utilisant des réacteurs hybrides ou des membranes.

Dans notre étude nous nous sommes intéressés aux procédés suivants :

- *Les lits bactériens.* Nous incluons dans cette famille les procédés par ruissellement sur un matériau minéral ou plastique.
- *Les filtres biologiques.* Nous avons étudié deux types de biofiltres : Les biofiltres à lit immergés circulant (dans notre cas le gazosiphon) ; les procédés à cultures hybrides dans lesquels le biofilm se développe sur un matériau support mis en suspension dans une culture libre.
- *Les cultures libres.* Le système à boues activées est, de loin, le plus répandu en France. C'est pourquoi plusieurs études présentées dans ce document y sont consacrées.

7.1.2. Les phénomènes étudiés

Les phénomènes intervenant dans le traitement des eaux résiduaires ont été étudiés sous trois aspects :

- *L'hydrodynamique* en écoulement mono et di-phasique,
- *Le transfert et le transport de matière.* D'une part le transfert d'oxygène dans un réacteur polyphasique, mais aussi le transport de matière destiné à séparer deux phases (décantation ou écoulement dans un lit macro-poreux).
- *Les réactions biologiques.* Nous avons étudié les réactions biologiques liées à l'élimination des pollutions carbonées et azotées.

7.1.3. Tableau synthétique de problèmes

Au cours de nos recherches plusieurs problèmes qui peuvent être résolus par la simulation ou le contrôle ont été étudiés. En utilisant les définitions posées ci-dessus nous résumons ces problèmes dans le Tableau 7-1.

7.1.4. Tableau synthétique des études

Le Tableau 7-1 classe un ensemble de problèmes qui peuvent être rencontrés dans le traitement des eaux résiduaires. Nous allons maintenant énumérer les sujets d'étude en utilisant le même mode de classification. Nous placerons ainsi ces sujets dans le *Tableau 8-1* (Page 97).

7.1.4.1. Etudes relatives aux lits bactériens

Les études réalisées sur ce sujet ont pour objet de mieux comprendre ce procédé.

Tout d'abord en étudiant les réactions biologiques qu'il abrite. Il s'agit de l'étude 6.3 dans le cas d'un mode fonctionnement habituel et de l'étude 6.4 dans le cas d'un fonctionnement à faible charge permettant la nitrification.

Le transfert de matières dans ces procédés a également été étudié (étude 5.3).

7.1.4.2. Etudes relatives aux réacteurs hybrides

Les réactions biologiques dans un réacteur hybride ont été étudiées. L'objectif de ce travail est d'estimer le gain possible en nitrification avec ce type de procédé par rapport à un procédé à cultures libres (étude 6.5). Ces études ont été réalisées sur un réacteur parfaitement agité dans lequel un matériau support de biofilm est introduit.

D'autres études ont porté sur un nouveau type de réacteur dans le domaine du traitement des eaux résiduaires : le gazosiphon. Ce travail est relatif à l'hydrodynamique (étude 3.4) et au transfert d'oxygène (étude 4.3) dans les gazosiphons.

7.1.4.3. Etudes relatives aux boues activées

Ce procédé est le plus répandu en France. C'est pourquoi un grand nombre de nos études s'y rapportent. Ces travaux portent sur quatre aspects :

- Comprendre le fonctionnement de ce procédé et le modéliser (études 2.4, 2.5, 3.2, 3.3, 4.2, 5.2 et 6.2),
- Suivre en temps réel son fonctionnement (études 7.2 et 7.3),
- Fiabiliser le procédé en développant des systèmes de contrôles (études 7.4 et 7.5),
- Corriger au mieux ses dysfonctionnements à l'aide d'outils de simulation et de diagnostic (études 7.6 et 7.7).

7.1.4.4. Tableau synthétique

Dans le *Tableau 8-1* (Page 97), nous présentons l'ensemble des sujets de recherche et développements auxquels nous avons collaborés. Les sujets de recherche, qui constituent le fondement de ce mémoire, ont été décrits plus haut. Ils ont toutefois servi, directement ou indirectement, à développer de nouveaux outils de gestion ou de diagnostic des installations de traitement des eaux. Ces développements seront abordés dans la suite du Chapitre 7.

Procédés	Phénomènes		
	Hydrodynamique	Transfert et transport de matière	Réactions biologiques
Lits bactériens		Colmatage	Élimination incomplète des nutriments
Filtres biologiques		Colmatage	Élimination incomplète des nutriments
Culture libre	Dépôts MES Bulking Moussage	Bulking Moussage Fuite MES	Mauvaise décantation Élimination incomplète des nutriments

Tableau 7-1 : Problèmes rencontrés sur une station de traitement des eaux résiduaires urbaines

7.2. Mesure en ligne de la respiration d'une biomasse

7.2.1. Introduction

Dans les procédés de traitement des eaux résiduaires par boues activées, la dépollution est réalisée par l'activité de la biomasse. Comme le montre le modèle d'activité épuratoire que nous avons décrit au Paragraphe 6.2, l'activité de la biomasse est d'autant plus importante que la charge du procédé est élevée. Ce modèle montre également que cette activité se traduit par une demande en oxygène. Par suite, l'un des principaux paramètres qui caractérisent le fonctionnement d'une station d'épuration est la respiration spécifique de la biomasse (RS). Cette grandeur représente la quantité d'oxygène consommée par unité de masse de biomasse et par unité de temps. Si cette quantité est trop faible (par exemple, inférieure à 1 mgO₂/g MES/h) la biomasse n'est plus assez active pour réaliser un traitement correct de l'eau résiduaire. Ce cas de figure peut se présenter lors de l'arrivée d'un toxique. Ce paramètre permet de plus de détecter des surcharges de pollution de l'installation. Ces événements peuvent être localisés par une augmentation brutale du paramètre RS (*Figure 7.2-1*).

Habituellement, le paramètre RS est mesuré à l'aide d'un respiromètre destiné spécialement à cet effet. Cet appareil est coûteux et nécessite un entretien spécifique. Ces contraintes limitent donc considérablement l'utilisation de la RS dans la conduite des installations. Afin de remédier à ce problème, une nouvelle technique a été développée en vue d'estimer la RS en ligne. Cette technique utilise le bassin d'activation comme une cellule respirométrique de façon à ce que la RS soit déterminée *in situ*. Sa mise en œuvre ne nécessite que des capteurs simples et peu coûteux. Dans ce qui suit, nous allons décrire notre technique d'estimation de la RS. Afin que cette description soit plus claire, nous l'illustrerons avec un exemple.

7.2.2. Démarche scientifique

Le bassin d'activation est l'un des éléments d'une station de traitement d'eaux résiduaires (*Figure 2.1-1*). Cet ouvrage a deux entrées correspondant aux eaux à traiter et aux boues recirculées du clarificateur. La méthode présentée ici suppose la concentration en oxygène dissous nulle dans ces deux entrées. Cette hypothèse est justifiée par les points suivants :

- La demande en oxygène de l'eau brute est suffisamment élevée pour que tout l'oxygène transféré à l'eau résiduaire dans le réseau d'égouts soit consommé. Afin d'être certain que cette hypothèse soit vérifiée, la méthode que nous présentons ici ne tient pas compte des cycles d'aération qui ont lieu pendant les événements pluvieux ou pendant les périodes où le débit entrant dans la station prend des valeurs anormales.
- L'oxygène dissous est, en partie au moins, consommé dans le lit de boues présent dans le clarificateur. Les boues recirculées du clarificateur vers le bassin d'activation contiennent donc très peu voire pas du tout d'oxygène dissous. Cette hypothèse, en général satisfaite doit être vérifiée par des mesures préliminaires.

Une fois ces hypothèses retenues, il est possible d'écrire un bilan simplifié sur l'oxygène dissous contenu dans le bassin d'activation. Ce bilan donne, à partir de l'analyse de l'évolution de la concentration en oxygène dissous, la quantité d'oxygène consommée par la biomasse. Pour cela, il faut calculer la pente de décroissance de l'oxygène lorsque le système d'aération est à l'arrêt. Afin que les résultats obtenus soient reproductibles, il est nécessaire de bien sélectionner les parties des périodes de non aération qui sont utilisées pour le calcul de pente.

Ce travail de sélection constitue le cœur de notre système de mesure de la respiration de la biomasse.

7.2.3. Principaux résultats

Cette technique a été appliquée sur plusieurs installations. Elle a donné des valeurs comparables de la RS sur l'ensemble de ces sites. Les variations de la RS ont pu être corrélées à l'évolution du temps de séjour de la biomasse dans la station d'épuration, et aux variations de charge reçue par chaque installation.

Par exemple, la *Figure 7.2-1* montre les informations calculées sur sept cycles consécutifs à l'arrivée d'une surcharge de pollution. Cette figure montre l'évolution de la respiration spécifique obtenue au cours de chaque cycle d'aération. Les deux premiers points correspondent à des cycles d'aération habituels : la valeur de la respiration est approximativement égale à 2 g O₂/kg MES/h. Les quatre cycles suivants montrent les valeurs de la respiration spécifique obtenues immédiatement après l'arrivée exceptionnelle de pollution. La dernière barre montre que, une fois le flux anormal de pollution traité, la respiration spécifique de la biomasse revient à des valeurs normales.

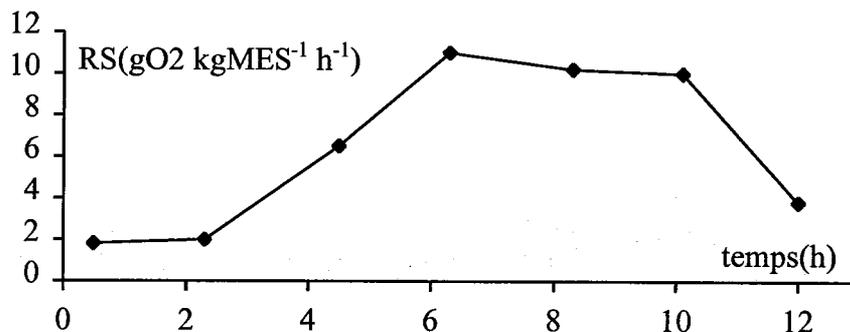


Figure 7.2-1 : Evolution de la respiration spécifique pendant et après l'arrivée d'une surcharge de pollution

7.2.4. Conclusion

La respiration spécifique de la biomasse d'un procédé à boues activées peut être estimée en analysant le bilan d'oxygène sur le bassin d'activation. L'utilisation de cette technique permet de déduire la respiration spécifique à partir de l'évolution de la concentration en oxygène dissous, de la concentration en matières en suspension et, si nécessaire, du débit sortant du bassin d'activation.

En évitant l'utilisation d'un appareil de mesure spécifique, ce type d'analyse de données réduit le coût d'investissement et de maintenance du système de mesure de la respiration spécifique. Ceci permet d'envisager l'utilisation d'algorithmes de régulation utilisant la respiration spécifique [Spanjers *et al.*, 1998] même sur les moyennes et petites stations (moins de 50 000 équivalents habitants). La respiration spécifique de la biomasse obtenue à partir de cette méthode est très utile dans la gestion des stations :

- En détectant des changements dans le mode d'exploitation tels que des modifications du taux d'extraction des boues.
- En détectant des variations du flux de pollution à traiter.

7.3. Mesure en ligne de l'efficacité d'un système d'aération

7.3.1. Introduction

L'efficacité du système d'aération est un des points clef du bon fonctionnement d'une installation de traitement d'eaux résiduaires. En effet :

- L'aération est le point qui consomme le plus d'énergie.
- Une bonne aération est essentielle afin d'éviter la présence de mousses et d'obtenir des boues qui décantent bien et qui soient facilement deshydratables.
- La réaction de nitrification est d'autant plus facile à obtenir que la biomasse est bien aérée.

Le système d'aération est habituellement testé en eau claire au moment de la réception de l'installation. Une fois ce test réalisé, et la station mise en route, l'efficacité du système d'aération n'est plus mesurée. Cette mesure est toutefois intéressante puisqu'elle permet de :

- Contrôler l'influence de la biomasse sur le coefficient de transfert.
- Mesurer l'évolution du coefficient de transfert au fil du temps.

Pour remédier à cela, une méthode a été développée afin d'accéder au coefficient de transfert par une simple analyse des courbes d'oxygène dissous.

7.3.2. Démarche scientifique.

Une méthode d'analyse de données destinée au suivi du coefficient de transfert $\alpha k_{L,a}$ a été développée. Cette méthode utilise les mesures de la concentration en oxygène dissous dans les bassins d'aération. Le traitement des données s'effectue par un bilan sur l'oxygène dissous identique à celui présenté au Paragraphe 7.2.

Diverses simplifications de l'équation du bilan font apparaître une formulation assez simple d'estimation du coefficient $\alpha k_{L,a}$. Elle consiste à comparer la vitesse de croissance de la concentration en oxygène dissous au moment de la mise en route de l'aération à la pente de décroissance de l'oxygène dissous au moment de l'arrêt de l'aération. Pour obtenir des résultats reproductibles, les cycles d'aération doivent être sélectionnés avec soin. En plus des exigences imposées au Paragraphe 7.2, ils doivent correspondre à un fonctionnement stable de la station c'est à dire :

- Le débit de recirculation des boues depuis le clarificateur, ainsi que le débit d'entrée sont stables.
- Le débit entrant dans l'installation est dans une gamme de plus ou moins 20 % par rapport au débit habituellement reçu à la même heure.

D'une façon générale, ces conditions imposent de ne prendre en compte que les cycles d'aération qui se déroulent pendant la nuit.

7.3.3. Principaux Résultats

La méthode a été utilisée sur plusieurs installations. Ces calculs ont donné des valeurs du coefficient de transfert cohérentes avec les relations empiriques. Ils ont détecté des variations du coefficient de transfert lorsque les surpresseurs ou les mobiles d'agitation étaient arrêtés (*Figure 7.3-1*). Il a également été constaté, à l'aide de cette méthode, que le coefficient de

transfert dépend fortement de la concentration en biomasse en suspension dans le milieu. Ainsi, le coefficient de transfert est d'autant plus faible que cette concentration est élevée.

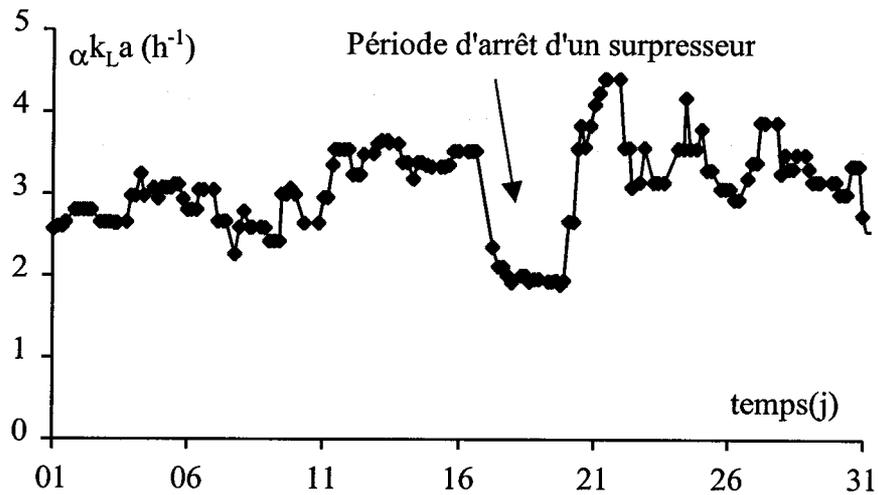


Figure 7.3-1 : Validation de la méthode d'estimation du $k_L a$

7.3.4. Conclusion

L'utilisation du bilan masse sur l'oxygène dans un bassin d'aération a permis d'estimer une valeur du coefficient de transfert $\alpha k_L a$. Cette méthode, simple à mettre en œuvre, permet de contrôler l'évolution de l'efficacité du système d'aération.

7.4. Développement d'un automatisme de contrôle de l'aération par le rédox et l'oxygène dissous

7.4.1. Introduction

La réglementation européenne impose de traiter les pollutions carbonées et azotées. Le procédé à boues activées (*Figure 2.1-1*) permet d'atteindre ces objectifs. Plusieurs schémas d'écoulements sont possibles pour réaliser ces traitements. Le plus répandu en France pour les petites ou moyennes installations est un procédé à boue activée à bassin unique avec aération alternée. L'élimination de l'azote dans ces installations est réalisée en ajustant les séquences d'aération. Pour cela, il existe plusieurs méthodes.

De nombreuses recherches ont été menées dans le monde pour développer des systèmes de contrôle de l'aération aussi performants que possible. Tous ces travaux ont une grande importance économique puisque l'aération représente à peu près 2/3 des dépenses énergétiques d'une unité de traitement des eaux résiduaires.

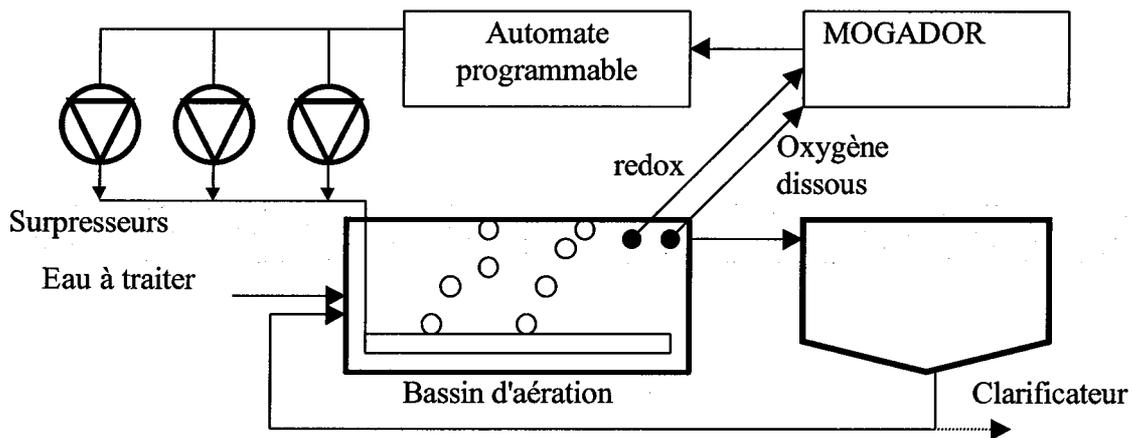


Figure 7.4-1 : Principe de fonctionnement de MOGADOR

7.4.2. Démarche scientifique

Le CIRSEE a développé un système de contrôle de l'aération des stations à boues activées. Ce système (appelé OGAR) analyse les évolutions du potentiel d'oxydoréduction pour mettre en marche et arrêter l'aération. Il a été validé sur de nombreuses installations.

Une fois ce travail réalisé, l'automatisme a été couplé à un système de contrôle de l'intensité d'aération à partir d'une mesure d'oxygène dissous.

Ce système baptisé MOGADOR module l'intensité de l'aération pour que la concentration en oxygène dissous reste proche d'un point de consigne. Cette stratégie a été adoptée à la suite de l'étude du lien existant entre la concentration en oxygène dissous et l'évolution du potentiel d'oxydoréduction dans une boue activée. Au cours de cette étude, il a été montré que l'évolution du potentiel d'oxydoréduction n'est pas affectée par la valeur de la concentration en oxygène dissous pourvu que cette concentration soit maintenue au-delà d'un seuil minimal. Il n'est donc pas nécessaire d'avoir une concentration en oxygène dissous trop élevée dans le bassin d'aération.

7.4.3. Principaux résultats

Les systèmes de contrôle de l'aération que nous venons de présenter ont été appliqués sur plusieurs installations industrielles. Les principaux résultats de ces essais sont :

- Que le système OGAR[®] améliore la qualité de traitement sans changer la consommation énergétique de la station. La durée moyenne journalière de fonctionnement de l'aération reste identique. L'oxygène est néanmoins apporté à la biomasse tout en tenant compte de ses besoins. La quantité d'oxygène fournie est susceptible de varier d'un jour à l'autre.
- Que le système MOGADOR réduit la consommation énergétique d'environ 15 à 20 % par rapport au système OGAR[®]. Cette diminution est réalisée tout en conservant la qualité de traitement de l'installation obtenue avec le système OGAR[®]. Le système MOGADOR n'est toutefois applicable que sur les installations où la puissance d'aération peut être modulée.

7.4.4. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons décrit une méthode de gestion de l'aération qui permet d'assurer le bon fonctionnement d'une station d'épuration indépendamment de la charge de pollution et du débit à traiter. Cette méthode a été développée à partir d'une bonne connaissance des réactions de nitrification et de dénitrification dans les stations à boues activées. Elle a été programmée à l'intérieur d'un automate programmable et a ainsi permis l'amélioration du fonctionnement de nombreuses usines.

Cet automatisme réalise des économies d'énergie grâce à son système de modulation de l'intensité de l'aération. Il permet souvent d'améliorer le fonctionnement des installations. Il est donc possible d'envisager, dans certains cas, une mise aux normes européennes par une simple modification du système de contrôle.

7.5. Automatisation de la recirculation des boues : Cariboue

7.5.1. Introduction

Le procédé à boues activées est constitué du couplage de deux types de réacteurs : un ou plusieurs bassins d'activation ; un ou plusieurs clarificateurs (*Figure 2.1-1*). Ce système est destiné à entretenir une biomasse épuratoire. Dans le procédé à boues activées, le rôle du clarificateur est de séparer la biomasse de l'eau traitée. Il se forme naturellement un lit de boues au fond de cet ouvrage qui fonctionne en décanteur continu. Le volume de ce lit peut être contrôlé en modulant le débit de soutirage des boues en fond du clarificateur. L'optimisation de ce débit de soutirage doit répondre à deux contraintes contradictoires :

- Il doit être suffisant pour limiter le temps de séjour des MES dans le lit de boues. Si cette condition n'est pas vérifiée, on constate une modification de l'équilibre biologique dans la boue.
- Il ne doit pas être trop important sans quoi la concentration de soutirage des boues est trop faible et le traitement des boues est plus difficile à réaliser.

7.5.2. Démarche scientifique

Les données expérimentales utilisées au Paragraphe 5.2 montrent une grande variabilité du temps de séjour des matières en suspension dans le clarificateur. De plus, l'utilisation des modèles de décanteurs décrits au Paragraphe 5.2 a montré qu'il existe plusieurs régimes de fonctionnement du clarificateur pour lesquels un débit de recirculation proportionnel au débit d'entrée ne suffit pas à maintenir le temps de séjour des MES dans des limites raisonnables. Pour remédier à cela il a été développé une logique de gestion automatisée de la recirculation appelée CARIBOUE et qui répond à trois principes :

- L'adaptation régulière du débit de recirculation moyen en fonction de la vitesse de décantation des boues et de la masse de boues contenues dans l'installation
- La réponse instantanée aux événements hydrauliques et la gestion des délais d'actions, en fonction du temps de réponse du système "clarificateur - bassin d'activation". Cet élément est important pour gérer les phénomènes de stockage et de déstockage des boues dans les clarificateurs, et éviter un temps de séjour des boues trop long entraînant des conditions anaérobies.
- Le maintien d'une concentration de boues constante en recirculation. Cette régularité permet d'optimiser le fonctionnement de certains équipements de la filière boues fonctionnant en flux tendu. Ce cas se présente lorsque la purge est effectuée à partir des boues soutirées du clarificateur (*Figure 2.1-1*).

Pour satisfaire ces principes, notre gestion automatisée de la recirculation utilise les mesures du débit d'entrée et de concentration en MES dans le bassin d'aération et dans la recirculation. Elle établit, à partir de ces informations, un bilan masse sur la clarification. Ce bilan couplé à des relations empiriques telles que (5.2-1) fournit des informations sur la masse et le temps de séjour moyen des MES stockées dans le décanteur. Le système ajuste alors le débit de recirculation de façon à satisfaire les trois principes cités au début de ce paragraphe.

7.5.3. Principaux résultats

La logique de gestion de la recirculation CARIBOUE des boues a été programmée dans un automate programmable. Ce dispositif a été installé sur plusieurs sites industriels. Au cours de ces essais, il a été constaté :

- *Une amélioration de la capacité de décantation des boues.* Cette amélioration est certainement due à notre dispositif de contrôle qui limite le temps de séjour des boues dans le décanteur. Les MES restent ainsi moins longtemps dans un milieu réducteur et conservent donc leur capacité à décanter.
- *Un fonctionnement plus régulier de la filière boue.* L'un des objectifs de notre dispositif de régulation est de maintenir un temps de séjour moyen des MES dans le décanteur aussi constant que possible. De ce fait, la concentration des MES dans la recirculation évolue peu autour d'une valeur moyenne. Il s'ensuit que la concentration des boues extraites de la station d'épuration reste constante (*Figure 2.1-1*). La filière boue est alors alimentée à une concentration constante en MES. Elle fonctionne donc de façon plus régulière, ce qui facilite son contrôle, et notamment le dosage des réactifs destinés à la floculation.

7.5.4. Conclusion

Dans ce paragraphe, nous avons présenté un système de contrôle des décanteurs statiques. Ce dispositif associe des relations empiriques à un bilan massique pour estimer une masse et un temps de séjour moyen des MES stockées dans le décanteur. Il ajuste, à partir de ces informations et des contraintes d'exploitation, le débit de boues recirculées.

7.6. Les boues activées - Diagnostic

7.6.1. Introduction

De par son principe, une station d'épuration à boues activées maintient une biomasse épuratoire. Cette biomasse se développe en "consommant" la pollution à traiter. Elle passe successivement dans les bassins de l'installation ainsi que dans le (ou les) décanteur(s). Cette biomasse étant la même dans toute l'installation, ses propriétés sont fonction des caractéristiques du fonctionnement de chacun des ouvrages. Lorsque la qualité d'une biomasse est détériorée, il est donc assez difficile de détecter l'ouvrage qui pose problème. De plus, il est fréquent qu'un ouvrage fonctionne mal, parce qu'il reçoit des boues de qualité non satisfaisante. La mauvaise qualité des boues étant causée par le mauvais réglage d'un autre ouvrage. C'est le cas d'un clarificateur qui suit un bassin d'aération dont le brassage est insuffisant. Lorsqu'un mauvais fonctionnement apparaît sur une installation, il est donc très difficile d'en détecter l'origine. Pour aider à ce travail un logiciel d'aide à la gestion des stations d'épuration a été développé : Géant. Dans sa version de base, il s'applique aux stations en cultures libres, ligne d'eau simple et faible charge. Il permet :

- De simuler le fonctionnement de l'installation pour en déterminer les limites.
- De diagnostiquer l'origine d'un mauvais fonctionnement constaté sur l'installation.

7.6.2. Description du système de diagnostic Géant.

Le logiciel Géant se compose de deux modules : un permettant de simuler le fonctionnement de l'installation et un autre constitué d'un système expert fournissant une aide au diagnostic en cas de défaut de fonctionnement de l'installation. Dans les paragraphes suivants, nous allons successivement décrire chacun de ces modules.

Le module de simulation est identique au logiciel présenté au Paragraphe 7.7. Ce module n'utilise pas un modèle déterministe tel que le modèle ASM1 dont nous avons parlé au Paragraphe 6.2. Il repose sur une approche empirique qui fait intervenir des cinétiques de réactions estimées à partir de relations empiriques, de bilans de masse, etc.

Le système expert est le module le plus intéressant du logiciel Géant. Il constitue une aide au diagnostic de fonctionnement anormal de l'installation. Le fonctionnement de ce système expert peut être découpé en quatre étapes successives :

La première étape se compose de trois parties.

- La première s'exécute en même temps que le logiciel simule le fonctionnement de l'installation. Au cours de cette phase de simulation, le logiciel réalise deux actions : il modélise d'une part le fonctionnement de l'installation en prenant en compte les paramètres de conduite adoptés par l'exploitant et, d'autre part, il modélise cette même installation avec des paramètres de conduite optimaux déterminés au préalable par le logiciel. La comparaison des résultats de ces deux simulations permet de générer un ensemble d'informations caractérisant la méthode d'exploitation adoptée par l'exploitant. En effet, la première simulation est associée au fonctionnement de l'installation avec les paramètres de conduite adoptés par l'exploitant, la seconde représente le fonctionnement de la station d'épuration conduite avec les paramètres optimaux déterminés par le logiciel. A la fin de cette première partie de la première étape du système expert, le logiciel a donc déterminé un ensemble d'informations relatif au mode d'exploitation de la station (appelé calculé).

- Dans une seconde partie, les résultats prenant en compte les paramètres optimaux de conduite de l'installation sont comparés à des valeurs repères caractéristiques d'un fonctionnement correct de l'installation. Cette comparaison permet de générer un ensemble d'informations caractérisant la capacité de l'installation par rapport à l'effluent qu'elle doit traiter. Cet ensemble d'informations sera qualifié de théorique.
- La troisième partie de la première étape du système expert prend en compte des informations d'ordre qualitatives indiquées par l'utilisateur et en déduit un certain nombre d'informations sur l'état de l'installation. Parmi ces informations données par l'exploitant figurent notamment la présence, la couleur et la localisation de mousses, différents types d'odeur, des résultats de tests tels que des tests de limpidité (disque de Secchi) ou des mesures d'indice de décantation (indice de Mohlman). A partir de ces données l'ordinateur déduit des informations telles qu'un manque d'aération, un défaut de brassage ou un départ de boues. Les informations déduites lors de cette troisième phase de la première étape du diagnostic seront qualifiées de qualitatives.

La seconde étape du système expert est une vérification de la cohérence des informations issues de l'étape 1. Cette vérification de cohérence s'effectue en comparant les informations d'origine calculée, théorique et qualitative. Dans le cas où une incohérence est détectée entre ces différentes sources d'information, le logiciel réagit en ignorant ou en validant telle ou telle information en fonction de son degré de fiabilité. Ce degré est fixé en fonction de la matière qui a servi à générer l'information. Par exemple, si le résultat d'une simulation fait apparaître un départ de lit de boues et si le test de Secchi donne un résultat supérieur à 0,50 m, le logiciel ignorera l'information issue de la simulation. En effet, la mesure réalisée par l'exploitant est plus fiable que toute autre source d'information.

A cours de la troisième étape du système expert, l'ensemble des informations validées au cours de la deuxième phase sont reprises arrangées sous forme d'un réseau. Dans ce réseau, les informations sont liées par des relations de cause à effet. Par exemple, un manque d'aération sera relié à une augmentation de l'indice de Mohlman, qui sera elle-même reliée à un départ de boues. Le but de cette troisième étape est de déterminer quel fait est à l'origine de la suite d'implications. Par exemple, si l'on considère le réseau représenté sur la *Figure 7.6-1*, dans lequel les faits A, B et D sont valides, la troisième phase du système expert extraira la suite logique A, B, D. Bien entendu, le réseau utilisé dans Géant est bien plus important que celui utilisé ici à titre d'exemple. Un point qui est à l'origine d'une suite d'implications est appelé problème source. C'est sur ce problème que l'exploitant devra agir s'il veut résoudre la suite des points qu'il implique. A la fin de cette troisième étape, l'ensemble des problèmes source sont donnés à l'utilisateur ainsi que la suite de points que chacun d'eux implique.

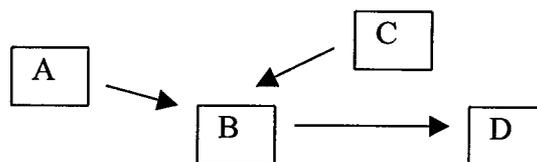


Figure 7.6-1 : Réseau d'influence de la troisième étape de Géant

Le but de la quatrième étape du diagnostic de Géant est d'aider l'utilisateur à déterminer la raison pour laquelle il rencontre le problème source. Pour cela, le logiciel pose à l'utilisateur un certain nombre de questions le guidant dans sa recherche de la cause de son problème.

Après avoir obtenu une réponse à l'ensemble de ces questions le logiciel indique l'origine principale et éventuellement les origines secondaires du problème rencontré sur la station.

7.7. Développement d'un logiciel de simulation du procédé à boues activées

7.7.1. Introduction

Nous avons vu dans le Paragraphe 6.2 qu'il est possible de modéliser le fonctionnement d'une station d'épuration en utilisant la dynamique des populations. Ces modèles permettent de prendre en compte des schémas d'écoulement complexes mais ils sont d'un maniement délicat.

Une solution a donc été recherchée pour permettre aux exploitants de simuler leur installations. Pour cela, les modèles macroscopiques (qui constituent l'une des trois étapes de la démarche scientifique décrite au Paragraphe 6.1) ont été repris. Un logiciel qui permet aux exploitants de simuler simplement le fonctionnement de leurs installations a ensuite été construit autour de ce type de modèle. Ces simulations intéressent les exploitants puisqu'elles leur permettent de situer le fonctionnement réel de leur installation par rapport à un fonctionnement simulé. Ils peuvent ainsi initier un diagnostic et détecter un mauvais fonctionnement. Un autre intérêt évident de ce type de simulation est qu'elles permettent de prévoir le fonctionnement de l'installation avant le raccordement de nouvelles sources de pollutions.

7.7.2. Principaux résultats

Le logiciel a été réalisé au cours de ce travail. Ce logiciel a été mis en œuvre dans plusieurs installations. Il se décompose en trois étapes :

- *La configuration de l'installation.* Cette étape débute par la description du schéma d'écoulement. Pour cela, l'utilisateur indique d'une part le nombre de décanteurs primaires de l'installation (qui peut être nul) et d'autre part la présence éventuelle d'une zone anoxie. Puis l'utilisateur décrit plus précisément les ouvrages en indiquant leurs volumes, et si nécessaire leur surface. Enfin, il fournit des indications sur les équipements (e.g. capacité des pompes, nature et puissance du système d'aération).
- *La description de la charge à traiter et du mode d'exploitation.* Dans cette étape l'utilisateur donne tout d'abord des informations sur la pollution à traiter : débit moyen, débit de pointe, pollution (concentration en DBO, DCO, NTK, NH₄, NO₃, MES, MVS). Par la suite, il donne les paramètres de fonctionnement de : temps de marche des pompes, séquençage de l'aération, concentration en MES dans les bassins, vitesse de décantation des boues.
- *La simulation et la visualisation des résultats.* Après les deux premières étapes, le logiciel simule automatiquement le fonctionnement du procédé. Plusieurs fenêtres de résultats sont accessibles. Pour chacun des ouvrages de l'installation, il est ainsi possible de faire afficher une fenêtre qui mentionne les flux et concentrations en entrée et en sortie de l'ouvrage, ainsi que les cinétiques réactionnelles.

7.8. Encadrement et production scientifique

L'ensemble des travaux décrits dans ce chapitre a fait l'objet de :

- L'encadrement de deux ingénieurs à temps plein.
- L'encadrement de deux techniciens à temps plein.
- L'encadrement de trois stages d'ingénieur.
- L'encadrement d'un stage de maîtrise.
- L'encadrement d'un stage de technicien supérieur.
- Deux articles dans une revue avec comité de lecture : Chatellier *et al* (1999) et Chatellier *et al* (2000).
- Une conférence invitée : Chatellier (2000).
- Une communication dans des congrès avec comité de lecture et texte complet : Chatellier (1996).
- Sept communications dans des congrès : Fayoux *et al* (1993), Denys *et al* (1994), Chatellier *et al* (1994), Chatellier *et al* (1995), Sacureau *et al* (1996), Chatellier (1996), Chatellier *et al* (2000).
- Quatre brevets.

8. Tableaux synthétiques

Ce paragraphe débute par une liste complète de la production scientifique. Il se poursuit en organisant dans un tableau unique l'ensemble des sujets de recherche. Une série de tableaux synthétise à la fin du paragraphe la production scientifique et les encadrements de jeunes chercheurs.

8.1. Détail de la production scientifique

Nous allons dans ce paragraphe présenter la production scientifique réalisée au cours de nos travaux de recherche. Les lettres d'acceptation des articles sont données en Annexe 12.2.

8.1.1. Dépôt de brevets

- B1 Procédé de contrôle des systèmes d'aération de bassins biologiques de traitement d'eaux usées.
P. Chatellier, P. Caulet
Brevet Français N° 97.12.280, 1997.
- B2 Procédé de contrôle et de gestion du stock de biomasse d'installations biologiques de traitement d'eaux usées.
P. Chatellier, P. Caulet
Brevet Français N° 97.12.281, 1997.
- B3 Procédé d'évaluation et de contrôle de la biomasse contenue dans les bassins biologiques de traitement d'eaux usées.
P. Caulet, P. Chatellier
Brevet Français N° 97.12.282, 1997.
- B4 Perfectionnements apportés au traitement d'eaux usées selon les procédés par boues activées.
P. Caulet, P. Chatellier, B. Bujon, J.P. Philippe
Brevet Français N° 98.12.501, 1998.

8.1.2. Publications dans des revues avec comité de lecture

8.1.2.1. Revues internationales

- A1. Separation of the two functions aeration and mixing in oxydation ditches : application to the denitrification by activated sludge.
M. Roustan, P. Chatellier, F. Lefevre, J.M. Audic, F. Burvingt.
Environmental Technology, vol 14, N° 9, pp 841-849, 1993.
- A2 An empirical dynamic model for waste water treatment plant clarifier simulation
P. Chatellier, J.M. Audic
Environmental Technology, vol 19, pp 725-731, 1998.
- A3 Two-phase hydrodynamic study of a rectangular air-lift loop reactor with an internal baffle.
A. Couvert, M. Roustan, P. Chatellier
Chem. Eng. Sci., vol. 54, N°21, p5245-p5252, 1999.

- A4 Prediction of liquid velocity and gas hold-up in rectangular air-lift reactors of different scales
A. Couvert, D. Bastoul, M. Roustan, A. Line, P. Chatellier
Chem. Eng. and Proc., vol. 40, p113-p119, 2000.
- A5 A new model for wastewater treatment plant clarifier simulation
P. Chatellier, J.M. Audic
Water Research, vol 34, N° 2, pp 690-693, 2000.
- A6 Prediction of mean circulation velocity in oxidation ditch
S. Simon, M. Roustan, J.M. Audic, P. Chatellier
Environmental Technology, vol 22, pp 195-204, 2001.
- A7 Modeling of water treatment plant. A multi-model representation
J. Ragot, G. Grapin, P. Chatellier, F. Colin
A paraître dans la revue *Environmetrics**.
- A8 Mass balance for on-line $\alpha_{kL}a$ estimation in activated sludge oxidation ditch
P. Chatellier, J.M. Audic
A paraître dans la revue *Water Science and Technology**.

8.1.2.2. Revues Nationales

- N1 Utilisation de la CFD pour prédire les écoulements engendrés dans des bassins par des mobiles d'agitation.
P. Chatellier, M. Roustan, J.M. Audic
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 5, N° 14, pp 63-68, 1991.
- N2 Circulation liquide engendrée par des jets d'eau dans un chenal d'oxydation
P. Chatellier, M. Roustan, J.M. Audic
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 6, N° 19, pp IV55-IV61, 1992.
- N3 Application de la programmation orientée objet au développement sous windows d'un simulateur de stations d'épuration.
P. Chatellier
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 10, N° 49, pp145-149, 1996.
- N4 Hydrodynamique dans un décanteur de station d'épuration : utilisation des traceurs radioactifs et modélisation.
Z. Do Quang, P. Chatellier, J.M. Audic
Récents Progrès en Génie des Procédés, Vol 12, N° 61, 1998.
- N5 Estimation *in situ* de la respiration des boues activées par application d'un bilan sur l'oxygène
P. Chatellier, J.M. Audic
Revue des Sciences de l'Eau, vol 12, N° 3, pp 509-514, 1999.
- N6 Optimisation de la concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé
Mihaltz P., Csikor Z, Chatellier P., Siklodi B.
A paraître dans la Revue des Sciences de l'Eau*.

* La lettre d'acceptation de cet article est donnée dans l'annexe 12.2.

8.1.3. Conférence invité à des séminaires

- I1 Nouvelles directions pour l'automatisation des stations d'épuration.
P. Chatellier
Journées thématiques « Automatique et Environnement » organisées par le club des enseignants et des chercheurs en Electronique, Electrotechnique et Automatique (club EEA) les 9 et 10 mars 2000.
- I2 Un nouveau modèle pour la simulation de la clarification secondaire dans une station de traitement des eaux usées.
P. Chatellier
Séminaire "La modélisation en assainissement, remise en cause des pratiques ?", Organisé sous l'égide de l'AGHTM à l'ENGEES le 24 janvier 2001.
- I3 Estimation du débit d'eaux claires parasites permanentes par une analyse statistique des mesures de turbidité.
P. Chatellier
Journée "Statistique et procédés", Organisé par le groupe Informatique et Procédés de la Société Française de Génie des Procédés le 12 juin 2001.

8.1.4. Communications dans des congrès avec comité de lecture et texte complet

- C1 Circulation induced by horizontal agitators in closed loop open channel.
P. Chatellier, M. Roustan, J.M. Audic
7th European Congress on Mixing, Bruges, pp 139-144, 1991.
- C2 Hydrodynamic study on industrial oxydation ditch.
S. Simon, M. Roustan, J.M. Audic, P. Chatellier
3rd International Symposium on Mixing in Industrial Processes, Osaka, pp 357-363, 1999.
- C3 A rectangular three-phase air-lift loop reactor for wastewater nitrification
A. Couvert, D. Bastoul, M. Roustan, P. Chatellier
1st World Congress of the International Water Association, Paris (F), 4-7 juillet 2000, acceptée le 23 Nov. 1999
- C4 CFD modelling of activated sludge aeration tanks : impact of mixers and air diffusers arrangement on the hydrodynamics and oxygen mass transfer
A. Cockx, Z. Do-Quang, P. Chatellier, J.M. Audic
1st World Congress of the International Water Association, Paris (F), 4-7 juillet 2000.
- C5 Estimation of oxygen mass transfer in activated sludge aeration tanks by CFD modelling
A. Cockx, Z. Do-Quang, P. Chatellier, A. Liné
14th International Congress of Chemical and Process Engineering (CHISA), Praha, Czech Republic, 3-7 juillet 2000.
- C6 Application de la CFD au traitement biologique des eaux : simulation de l'hydrodynamique diphasique et du transfert gaz-liquide
A. Cockx, S. Simon, Z. Do-Quang, P. Chatellier, A. Liné
CFD2K, 8^{ème} Conférence annuelle de la société canadienne de CFD, Montréal, Canada, 11-13 juin 2000

- C7 Transfert d'oxygène dans les bassins à boues activées : étude d'impact de la position des agitateurs et des diffuseurs d'air par la simulation numérique
A. Cockx, S. Simon, Z. Do-Quang, P. Chatellier, J.M. Audic
Journées internationales de l'eau Poitiers, 13 septembre 2000

8.1.5. Communications dans des congrès avec proceedings

- R1 Géant : un système d'aide à la gestion des stations d'épuration en boues activées
C. Fayoux, P. Chatellier
Colloque H2O, Grenoble, 1993.
- R2 Système expert d'aide à l'exploitation : l'expérience de Marquette-Lez-Lille.
Denys, D. Riant, J.C. Brige, C. Fayoux, P. Chatellier
Hydrotop 94, Marseille, Vol 2, pp 39-50, 1994.
- R3 Description of an easy to use software for sewage plant simulation.
P. Chatellier, C. Fayoux, J.M. Audic.
International user group meeting , computer aided analysis and operation in sewage transport and treatment technology, Chalmers university, Göteborg, pp 71-81, 1994.
- R4 Application de la programmation objet au contrôle des petites stations d'épuration.
P. Chatellier, JP. Philippe.
Journées d'études sur "automatique et dépollution biologique". INRA Narbonne.1995.
- R5 SIMSTEP : a WWTP simulator and diagnosis tool including in-line help system.
P. Sacareau, P. Chatellier, M. Clément
Second international conference on Hydroinformatics, Zurich, pp 913-917, 1996.
- R6 On-line data analysis applied to water treatment.
P. Chatellier
Int Conf "Municipal and rural water supply and water quality" Poznan, 3-5 juin 1996.
- R7 Impact of storm events on activated sludge transfers in small wastewater treatment plant : measurements and modelling.
J.L. Bertrand-Krajewski, M. Levebvre, P. Chatellier.
7th International conference on urban storm and drainage, Hanovre, 9-13 sep 1996.
- R8 Hydrodynamique et transfert de matière dans un réacteur air-lift.
A. Couvert, M. Roustan, D. Bastoul, Z. Do-Quang, P. Chatellier
Troisièmes journées francophones sur les réacteurs gaz-liquides et gaz-liquides-solides, Saint Pierre d'Oléron, 1998.
- R9 Etude triphasique de l'hydrodynamique d'un réacteur air-lift rectangulaire
S. Bequet, A. Couvert, D. Bastoul, M. Roustan, P. Chatellier (1999)
3^{ème} Congrès International de Recherche, "L'eau et sa réutilisation", GRUTTEE, Toulouse, 9/11/99-10/11/99, p423-p428
- R10 Optimisation of N removal in WWTP with modulated aeration by combined ORP and DO control
P. Chatellier, B. Bujon, J.M. Audic
Conférence biennale de l'Internationnal Water Association, Paris 4-7 juillet 2000.
- R 11 Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor.
J. C. Ochoa, J. Colprim, B. Palacios, E. Paul, P. Chatellier
Microorganisms in Activated Sludge and Biofilm Processes ; 13-15 June 2001, Rome.

8.2. Tableau synthétique des sujets de recherche

Le contenu de ce tableau est présenté en détails au Paragraphe 7.1 (Page 75). Dans ce tableau chaque colonne est associée à un domaine du *génie des procédés*. Chaque lignes est associée à un procédé. Ainsi chaque sujet correspond à l'étude d'un aspect du *génie des procédés* dans un procédé particulier. Dans chacune des cases de ce tableau figurent en gras les numéros des paragraphes correspondants ainsi que les noms des personnes avec qui ces recherches ont été réalisées.

		Hydrodynamique	Transfert et transport de matière de matière	Réactions biologiques
Lits bactériens			5.3. Influence des contraintes hydrauliques (M. Bonnieux, A. Grasmick, F. Virloget)	6.3. Etude expérimentale et modélisation (M. Bonnieux, A. Grasmick) 6.4. Nitrification dans un lit bactérien (O. Gutierrez, G. van den Daele, A. Onnis, A. Grasmick)
Filtres biologiques		3.4. Hydrodynamique des gazosiphons (A. Couvert, M. Roustan)	4.3. Transfert d'oxygène dans les gazosiphons (A. Couvert, M. Roustan)	6.5. Nitrification avec ajout de matériau support dans une boue activée (J. Colprim, B. Pallacios, J.C. Ochoa, E. Paul)
Culture libre	Modèle	2.4. ; 2.5. ; 3.2. ; 3.3. Hydrodynamique des chenaux d'oxydation en écoulement mono-phasique (S. Simon, M. Roustan)	4.2. Transfert dans les chenaux d'oxydation en écoulement di-phasique (A. Cockx, S. Simon, M. Roustan) 5.2. Modèle de décantation	6.2. Etude du modèle ASM1 (A.E. Stricker, F. Lagarde, S. Breul, A. Héduit, D. Ghysbrecht, A. Grasmick) 7.7. Réalisation d'un logiciel de simulation (C. Fayoux, V. Pottier)
	Mesure		7.3. Estimation en-ligne du transfert d'oxygène	7.2. Estimation en-ligne de la respiration de la biomasse
	Contrôle		7.5. Régulation du débit de recirculation des boues depuis le clarificateur : automatisme Cariboue (J.M. Audic-F. Lefevre-P. Caulet)	7.4. Régulation de l'aération par le redox et l'oxygène dissous : automatismes OGAR®/MOGADOR (J.M. Audic- F. Lefevre)
	Diagnos	7.6. Système expert de diagnostic : Géant (C. Fayoux, P. Sacareau)		

Tableau 8-1 : Tableau synthétique des études

8.3. Tableau synthétique des publications

La méthode de classement adopté pour présenter nos publications est identique à celle du *Tableau 8-1*. Dans chacune des cases du *Tableau 8-2* figurent les références des publications réalisées dans un domaine d'étude. Ces références sont données sous la forme d'une lettre suivi d'un numéro (Paragraphe 8.1). La lettre représente le type de publication :

- B : Brevet
- A : Publication dans des revues avec comité de lecture.
- I : Conférence invité
- C : Communication dans des congrès avec comité de lecture et texte complet
- R : Communication dans des congrès

		Hydrodynamique	Transfert et transport de matière de matière	Réactions biologiques
Lits bactériens				
Filtres biologiques		A3 ; A4 ; N6; C3 ; R9	R8	R 11
Culture libre	Modèle	A1 ; A6, C1 ; C2 ; N1 ; N2	A2 ; A5 ; N4 C4, C5 ; C6 ; C7 ; R7	A7 ; N3 ; R3 ; R5
	Mesure		A8 ; B1 ; I2 ; I3	N5 ; B2 ; B3 ; I1 ; R6
	Contrôle		B4	R4 ; R10
	Diagnos	R1, R2		

Tableau 8-2 : Tableau détaillé des publications

La liste des publications réalisées est résumée dans le tableau ci-après :

	Hydrodynamique	Transfert et transport de matière de matière	Réaction biologique
B		2	2
A	4	3	1
N	3	1	2
I		2	1
C	3	4	
R	1	2	8
Légende			
<p>B : Brevets</p> <p>A : Revue internationale avec comité de lecture</p> <p>N : Revue nationale avec comité de lecture</p> <p>I : Conférence invité</p> <p>C : Communications dans des congrès avec acceptation sur texte complet</p> <p>R : Communications dans des congrès</p>			

Tableau 8-3 : Tableau synthétique des publications

8.4. Tableau synthétique des encadrements et collaborations

De même que précédemment, nous présenterons notre activité d'encadrement et nos collaborations en utilisant la méthode de classement adopté pour présenter nos études dans le *Tableau 8-1*. Dans chacune des cases du *Tableau 8-4* figurent des encadrements et des collaborations auxquels nous avons participé sous la forme d'un mot encadré de deux chiffres. Le premier chiffre représente la durée. Le second chiffre représente le pourcentage d'encadrement effectué. Le mot représente le type d'activité :

- T : Co-encadrement de thèse.
- SPD : Co-encadrement d'un stage post-doctoral.
- SPG : Co-encadrement d'un stage post-graduate.
- SI : Encadrement d'un stage ingénieur.
- ST : Encadrement d'un stage de Technicien Supérieur.
- I : Encadrement d'un ingénieur.
- TE : Encadrement d'un technicien.
- C : Collaboration avec un ingénieur

Par exemple 18T20 représente un encadrement de 18 mois de thèse avec une participation à l'encadrement de 20%.

		Hydrodynamique	Transfert et transport de matière de matière	Réactions biologiques
Lits bactériens			18T20	18T20 10SPG50 ; 5SPG50 ; 7SPG50
Filtres biologiques		18T30	18T30	12SPD50 ; 6SPG50
Culture libre	Modèle	18T30	18T30 ; 12C	36T15 ; 6SPG50 ; 6SI100 18I ; 24C
	Mesure			3SI100 ; 12I
	Contrôle		24TE ; 2SI100	12TE 3SI100 ; 6ST100
	Diagnos	18I		

Tableau 8-4 : Tableau détaillé des encadrements et collaborations

Il faut également noter que, dans mes activités de recherche, j'ai eu la responsabilité scientifique du travail réalisé par Lyonnaise des Eaux dans deux projets européens. J'ai également assuré la totalité de la coordination scientifique et technique d'un projet financé par le Ministère de l'Industrie.

En conclusion de ce paragraphe, les informations contenues dans le *Tableau 8-4* seront reprises en indiquant le nom des personnes impliquées ainsi que le taux d'encadrement :

Thèses co-encadrées

- Co-encadrement à hauteur de 20 % et participation au jury de la **thèse de M. Bonniex** sur l'étude hydrodynamique et biologique des lits bactériens dirigée par le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II) et soutenue à Montpellier le 8 Novembre 1999.
- Co-encadrement à hauteur de 30 % et participation au jury de la **thèse de A. Couvert** sur l'hydrodynamique des écoulements triphasiques dans les gazosiphons dirigée par le Professeur M. Roustan (INSA Toulouse) et soutenue à Toulouse le 21 janvier 2000.
- Membre du comité de pilotage (co-encadrement à hauteur de 15 %) et participation au jury de la **thèse de A.E. Stricker** sur la caractérisation des eaux résiduaires appliquée à la modélisation des procédés à boues activées. Cette thèse a été co-dirigée par le Directeur de Recherche A. Héduit (Cemagref Antony) et le Professeur P. Lessard (Université Laval, Québec). Elle a été soutenue à Strasbourg le 15 septembre 2000
- Co-encadrement à hauteur de 30 % et participation au jury de la **thèse de S. Simon** sur l'hydrodynamique et le transfert dans les chenaux d'oxydation dirigée par le Professeur M. Roustan (INSA Toulouse) et soutenue à Toulouse le 24 nov. 2000.

Thèse en cours

- Membre du comité de pilotage de la **thèse de F. Lagarde** sur la modélisation des procédés à boues activées par temps de pluie. Cette thèse est dirigée par le Directeur de Recherche A. Héduit (Cemagref Antony).

Membres de jury de thèse

- Participation au jury de la **thèse de P. De Cuypere** sur la conduite intégrée des procédés industriels dirigée par le Professeur D. Sauter (Université de Nancy I) et soutenue à Nancy le 5 mai 2000.

DEA ou Master co-encadrés

- Suivi du stage **post-doctoral de J. Colprim** (1an) et du stage **post-graduate** (6 mois) de **B. Pallacios** sur l'étude de l'activité nitrifiante d'un biofilm en culture mixte et co-encadrés avec le Maître de Conférences E. Paul (INSA Toulouse). A la suite de ce stage, J. Colprim a obtenu un poste de Maître de conférences dans l'université de Gironne en Espagne.
- Suivi des stages de recherche de **DEA de O. Gutierrez** (10 mois) et de **G. Van den Daele** (5 mois) sur l'étude de l'activité nitrifiante d'un lit bactérien et co-encadrés avec le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II). A la suite de ce stage chacun de ces deux étudiants a poursuivi en thèse.
- Suivi du stage **post-graduate de A. Onnis** (7 mois) sur la modélisation des lits bactériens et co-encadrés avec le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II).
- Suivi du stage de recherche de **DEA de D. Ghysbrecht** (6 mois) sur la modélisation du procédé à boues activées et co-encadrés avec le Professeur A. Grasmick (Université de Montpellier II).

Projets – ingénieurs

- Encadrement d'un stagiaire en **fin d'études d'ingénieur** (6 mois). L'objectif du stage était d'étendre les fonctionnalités d'un logiciel existant. Pour cela nous avons utilisé le générateur d'interface Microsoft visual C++.
- Encadrement d'un stagiaire en **école d'ingénieur** (3 mois). L'objectif du stage était de développer une méthode statistique de contrôle de la fiabilité des capteurs.
- Encadrement d'un stagiaire en **école d'ingénieur** (3 mois). L'objectif du stage était de développer à l'aide de méthodes statistiques des corrélations entre plusieurs jeux de données expérimentales.
- Encadrement d'un stagiaire en **maîtrise** (2 mois). L'objectif du stage était d'étudier l'intérêt économique d'un système de régulation.
- Encadrement d'un stagiaire en **fin d'études de technicien supérieur** (6 mois). L'objectif du stage était de valider expérimentalement des corrélations entre plusieurs jeu de données expérimentales.

Encadrement d'ingénieur

- Valérie Pottier (24 mois)
- Pierre Sacareau (12 mois)
- Daniel Kasyc (12 mois)

Encadrement de technicien

- Myriam Lefebvre (12 mois)
- Claude Garel (24 mois)

Collaboration avec un ingénieur

- Sophie Breul (24 mois)
- Arnaud Cockx (12 mois)

Ces informations sont synthétisées dans ce tableau ci-après :

	Mois-hommes encadrés
Thèse	34
Stage post-doctoral	12
Stage post-graduate	17
Stage d'ingénieur	14
Stage de technicien superieur	6
Ingénieur	48
Technicien	36

Tableau 8-5 : Tableau synthétique des encadrements

9. Conclusion générale

Au cours de nos recherches, plusieurs aspects du génie des procédés ont été étudiés :

- L'hydrodynamique appliquée à l'étude de l'écoulement dans les chenaux d'oxydation et des gazosiphons.
- Le transfert d'oxygène en réacteur polyphasique.
- Le transport d'une masse biologique dans un système bioréactionnel.
- Les réactions biologiques.

Chacun de ces domaines a été étudié sur un ou plusieurs types de réacteurs : réacteur infiniment mélangé à culture libre, lit percolant macro-poreux, réacteur hybride, décanteur. Comme nous l'indiquons au Paragraphe 7.1, il est possible de présenter ces recherches en utilisant un tableau à double entrée. Chacune des études se trouvant alors à l'intersection d'un domaine du génie des procédés et d'un type de réacteur (*Tableau 8-1*, Page 97). Le *Tableau 8-2* et le *Tableau 8-4* (Pages 98 et 100) utilisent le même principe pour présenter les publications scientifiques et les collaborations et encadrements.

Chacune des études suit un cheminement similaire :

- *L'acquisition de données expérimentales et l'analyse dimensionnelle.* Il s'agit dans cette étape d'acquérir autant d'information que possible sur le fonctionnement du procédé. Les recherches s'effectuent dans la bibliographie et sur des pilotes mais également sur des sites industriels ou semi-industriels. Elles sont guidées par l'analyse dimensionnelle.
- *L'analyse macroscopique du procédé.* Dans cette étape, le procédé est considéré à une macro-échelle. Cette macro-échelle peut être spatiale si l'on considère un paramètre global caractéristique du fonctionnement du réacteur. C'est le cas par exemple de la vitesse de circulation dans le cas de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation. La macro-échelle peut également être temporelle. Par exemple, dans l'étude des réactions biologiques dans les lits bactériens lorsque l'on considère un rendement d'élimination moyen dans le temps.
- *L'analyse microscopique du procédé.* Il s'agit d'analyser le procédé à une micro-échelle en faisant intervenir des procédés élémentaires bien connus. Cette micro-échelle peut être spatiale (e.g. mécanique des fluides numérique) ou temporelle (e.g. modélisations utilisant la dynamique des populations).

Les deux premières étapes (acquisition de données et analyse macroscopique) sont suffisantes pour maîtriser le fonctionnement du procédé dans la gamme de fonctionnement étudiée. Elles permettent le développement de modèles simples valides dans une gamme limitée de régimes de fonctionnement. Elles sont également suffisantes pour développer des dispositifs de contrôle des procédés existants.

La troisième étape trouve sa place dans une démarche de recherche visant à développer une modélisation explicative du procédé. Cette modélisation repose alors sur la prise en compte de phénomènes élémentaires du *génie des procédés*. Elle a donc la capacité de prédire le fonctionnement du procédé en dehors de la gamme de fonctionnement qui a servi à développer le modèle.

	Hydrodynamique		Transfert d'oxygène		Transport de masse		Réactions biologiques		
	Chenaux d'oxydation	gazosiphons	chenaux d'oxydation	gazosiphons	décanteurs	lits bactériens	Cultures libres	Cultures fixées	Cultures hybrides
Acquisition de données expérimentales et analyse dimensionnelle									
Analyse macroscopique									
Analyse microscopique									

Travaux antérieurs
Travaux auxquels j'ai collaborés
Travaux en cours
Travaux à venir

10. Perspectives

10.1. Introduction

La simulation et le contrôle des procédés se sont beaucoup développés ces dix dernières années. Ces développements avaient pour objectif principal l'amélioration de la gestion et de la fiabilité. Ils font écho aux évolutions de l'informatique des années 1980.

Dans le domaine du traitement des eaux résiduaires, nous avons maintenant réalisé l'essentiel des innovations que nous pouvions attendre de ces évolutions récentes dans le domaine informatique. Ceci ne signifie pas que tout est fait. Au contraire, beaucoup de choses restent à réaliser :

- Poursuivre et achever notre analyse des procédés à une microéchelle.
- Valoriser les connaissances existantes.
- Mettre en œuvre de nouveaux systèmes de contrôle en ligne.

La première de ces tâches sera facilitée par le développement des capacités de calcul et de mémoire des ordinateurs.

La seconde tirera profit du développement des systèmes de gestion de l'information, tirés par le développement d'internet. Ces évolutions touchent les systèmes de dimensionnement et simulation ainsi que les systèmes de diagnostic.

La troisième utilisera le développement des automates programmables industriels sur support matériel P.C. et systèmes d'exploitation proches de ceux utilisés dans l'informatique. Ces outils modifient notre vision des systèmes de contrôle et d'analyse des mesures.

Nous allons préciser les développements possibles en considérant trois aspects de nos recherches : le dimensionnement et la simulation, le contrôle et les méthodes d'analyse des mesures, le diagnostic.

10.2. Le dimensionnement et la simulation

Les modèles biologiques de station d'épuration font intervenir des équations différentielles dont la résolution nécessite des capacités de calcul significatives. Le début des années 1990 correspond à l'arrivée sur le marché de micro-ordinateurs capables de résoudre ces équations. Le modèle "Activated Sludge Model N°1" (ASM1) a alors pu être appliqué sur des cas réels. Par là même, le dimensionnement des stations d'épuration s'est affranchi peu à peu de l'utilisation de relations empiriques. Des simulations dynamiques sur des schémas d'écoulement complexes sont alors devenues possibles :

- Le dimensionnement des stations d'épuration a ainsi pu être affiné. Il a notamment pu prendre en compte la notion de bon fonctionnement (95% du temps) et l'impact des événements pluvieux.
- Des stations avec des schémas d'écoulement plus complexes ont pu être conçues.

Pour réaliser ces simulations, deux approches sont possibles : modéliser séparément chacun des ouvrages des installations ; modéliser les installations dans leur ensemble.

10.2.1. La modélisation de chacun des ouvrages d'une installation

Un grand nombre de phénomènes et d'ouvrages peuvent être mis en jeu sur une installation. Le fonctionnement de chacun d'eux peut être étudié à travers un modèle. La maîtrise de cet ensemble de modèles peut donc permettre de simuler ou de dimensionner séparément chacune des unités d'une station d'épuration. Cet ensemble de modèles constitue un outil précieux pour les ingénieurs appelés à traiter les problèmes techniques du traitement des eaux résiduaires. Il est donc important :

- D'améliorer sans cesse les modèles dont nous disposons,
- De développer les modèles des procédés dont nous ne savons pas encore prédire le fonctionnement.

10.2.2. La modélisation d'une installation dans son ensemble

La modélisation d'une installation dans son ensemble peut apparaître comme l'un des objectifs finaux de recherche : disposer d'un logiciel capable de tout simuler d'un seul coup. Après de nombreux essais pour réaliser un logiciel de ce type, il est de plus en plus clair que cet objectif n'est pas le bon. En effet, un logiciel capable de tout simuler peut paraître assez simple d'utilisation à première vue. En fait, chaque unité de traitement est un cas particulier et, même si elles sont semblables dans leurs grandes lignes, elles nécessitent chaque fois une adaptation (même minime) du logiciel. Au bout du compte, un outil capable de simuler une installation quelconque dans sa globalité devient vite très complexe à utiliser. Les choix que doit faire l'utilisateur s'accumulent et le programme devient de plus en plus difficile à mettre au point.

Le seul moyen pour que les simulateurs de station d'épuration restent simples d'utilisation est qu'ils prennent en compte les ouvrages de façon globale. Par exemple en représentant un système d'aération par un $k_L a$ ou un ouvrage de déshydratation par la siccité finale et la nature de la pollution retournée en tête de la filière de traitement des eaux. De tels logiciels existent sur le marché.

A partir de ces logiciels il est intéressant d'approfondir deux aspects du fonctionnement des stations d'épuration qui ne peuvent être étudiés que si l'on considère l'installation dans sa globalité :

- l'activité biologique d'une boue activée ou d'un biofilm, et
- l'incidence des phénomènes de décantation - clarification sur la capacité de traitement biologique

Des travaux dans ces domaines ont été présentés dans ce mémoire. Il est certain que les connaissances sur ces points doivent être améliorées. Il y aura toujours quelque chose à faire dans ce domaine.

10.3. Le contrôle et les méthodes d'analyses des mesures

L'émergence des techniques de l'informatique dans les systèmes peu coûteux de contrôle de procédé ouvre de nouvelles voies qui, jusqu'alors, semblaient inaccessibles. Il devient maintenant possible :

- De disposer, sur de petites installations, de l'historique du fonctionnement : période de marche des moteurs, valeurs enregistrées par les sondes, etc.
- De construire facilement des logiques de contrôle utilisant des simulations simples, des techniques de prévision ou des systèmes experts.

- De choisir la marque du système de contrôle indépendamment du programme de contrôle.

Ces nouvelles perspectives permettent de rentabiliser le développement de systèmes de contrôle destinés, non seulement à gérer le fonctionnement de l'installation, mais aussi capables de répondre aux besoins suivants :

- Maintenir un historique de marche du matériel et planifier des entretiens préventifs.
- Détecter les incohérences dans les informations reçues (capteurs, temps de marche des équipements, etc.).
- Effectuer, en cas de dysfonctionnement, des corrections simples et limitées. Observer, si possible, les évolutions obtenues, et modifier éventuellement les corrections appliquées.
- Différencier l'anomalie de fonctionnement du mauvais fonctionnement.

Pour satisfaire ce besoin, de nouvelles recherches doivent être menées dans plusieurs directions, notamment : la gestion des données ; les capteurs sans contact ; les capteurs logiciels et les capteurs prédictifs.

10.3.1. Les capteurs sans contact

Une des raisons les plus fréquentes de mauvais fonctionnement d'un capteur est l'encrassement, tout particulièrement dans le traitement des eaux résiduaires urbaines. Le seul moyen d'éviter les problèmes de mesures liés à l'encrassement des capteurs est de développer des capteurs sans contact. Ces capteurs utilisent plusieurs types d'information :

- Analyse d'image (fournies par une caméra ou par un appareil photo numériques). Dans ce cas il s'agit de prendre des endroits bien particuliers de la station, par exemple, les canaux d'arrivée d'eau brute ou de départ d'eau traitée, le dégazeur d'une boue activée ou son clarificateur.
- Les analyses de son, par exemple dans un local de surpresseur.
- L'analyse des consommations électriques (tension, intensité et $\cos\phi$) sur l'ensemble des moteurs de l'installation.

Il est possible d'imaginer beaucoup d'autres capteurs sans contacts. Leur mise au point nécessite beaucoup de savoir-faire.

10.3.2. Les capteurs logiciels

La plupart des capteurs utilisés aujourd'hui nous donnent des informations que l'on peut qualifier de primaires. Ces informations sont utilisées directement dans le contrôle des installations. Il est possible, en couplant une ou plusieurs informations primaires à un modèle, de mettre en valeur de nouvelles informations sur le procédé. Les méthodes de traitement des informations primaires sont appelées des capteurs logiciels.

Deux capteurs logiciels ont été présentés (Paragraphes 7.2 et 7.3). Il en reste certainement beaucoup d'autres à développer. Les capteurs logiciels que nous avons présentés ont été mis au point en utilisant les informations des sondes habituellement installées sur les installations. Il est certainement possible d'en développer de nouveaux en utilisant d'autres types de capteurs (e.g. les capteurs sans contact) ou des capteurs actuellement peu utilisés (e.g. capteurs de pression).

10.3.3. Les capteurs prédictifs

Les capteurs se contentent jusqu'à maintenant de mesurer un phénomène en cours de déroulement dans un procédé. Ils ne sont pas capables de prévoir la valeur d'un des paramètres du procédé. Ceci est peut être réalisable à partir d'une approche purement statistique ou en couplant une approche statistique à des modèles numériques ou heuristiques.

La prédiction d'une grandeur sur le procédé est intéressante à plus d'un titre :

- Détecter les erreurs de mesures dans le cas où la grandeur mesurée ne correspondrait pas à la valeur prédite.
- Prévoir l'arrivée ou la fin d'un problème sur l'installation

10.3.4. La gestion des données

La gestion et le stockage des données est un problème important des petites installations. Les données mesurées par les capteurs sont, en général, perdues et les données acquises manuellement sont archivées sous forme papier. On dispose ainsi de très peu de données historiques exploitables simplement par des méthodes statistiques ou des bilans. La connaissance du fonctionnement de ces installations serait sans aucun doute améliorée si ces données étaient exploitées de façon cohérente et sous une forme informatique.

10.3.5. Le développement de systèmes auto-adaptatifs

Les systèmes de contrôle auto-adaptatifs sont actuellement peu développés dans la conduite des procédés. Ces systèmes analysent le fonctionnement de l'installation pour ajuster automatiquement leur paramétrages. Pour qu'il puissent être mis en œuvre, il est nécessaire de disposer d'un historique suffisant du fonctionnement et de machines capables de calcul et d'analyse. Ces technologies sont aujourd'hui disponibles. Le développement des systèmes auto-adaptatifs constitue une étape majeure dans l'évolution des systèmes de contrôle des procédés.

10.4. Le diagnostic

Nous avons beaucoup travaillé sur les développements de systèmes de diagnostics. Ces développements sont à l'origine d'un grand nombre de recherches, et notamment de la mise au point des modèles de stations d'épuration. Il existe, pour l'instant, assez peu de recherches menées spécifiquement sur le diagnostic mais ceci ne durera pas très longtemps.

Les bases de connaissances développées lors de recherches antérieures sont très complètes. Elles sont toutefois assez mal mises en valeur. Un important travail de mise en forme et de valorisation de ce capital est donc indispensable. Au cours de cette mise en forme nécessaire des bases de connaissances, il apparaîtra certainement des manques ou des incohérences qu'il faudra alors combler pour terminer ce travail dont l'ampleur est immense.

10.5. Conclusion

Un important travail reste donc à faire. Tout d'abord en valorisant les connaissances existantes :

- Rendre accessible la modélisation des éléments constitutifs d'une installation, du comportement de la biomasse et des biofilms,
- Développer des systèmes de stockage et de mise en forme des informations que l'on sait être importantes pour la conduite d'une installation.

Mais aussi en développant de nouvelles connaissances :

- Développer de nouveaux capteurs logiciels mais surtout des capteurs sans contact et des capteurs prédictifs.
- Mettre en forme et compléter si nécessaire les bases de connaissance des systèmes experts que nous avons présentés.
- Mettre au point des systèmes de contrôle auto-adaptatifs.

11. Références

- Abwassertechnische Vereinigung e.V. (ATV) Grundsätze für die Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen mit Anschlusswerten über 10 000 Einwohner-gleichwerten. ATV-Regelwerk, Arbeitsblatt A 131. St. Augustin (1981).
- Abdel-Gawad S.M., McCorquodale J.A., 1985. Numerical simulation of rectangular settling tanks. *Journal of Hydraulic Research*, Vol 23, p 85-100.
- G. Aguilera Soriano, C. Garel, J.M. Audic, (1998). Effect of hrt, srt and shock loads on the nitrogen removal performance of semi-industrial activated sludge systems Weftec, Orlando, Floride, USA, 3-7 octobre 1998
- Bertrand J.L., 1997. Etude de l'écoulement créé dans un chenal d'oxydation par des agitateurs de surface et des agitateurs immergés. DEA Université Louis Pasteur.
- Bruxelmann M., 1976. Le mouvement des fluides dans les cuves agitées. Symposium international de génie chimique : l'agitation dans l'industrie chimique. Université de Louvain, Belgique.
- Chatellier P., 1991. Simulation de l'hydrodynamique des chenaux d'oxydation par l'utilisation des équations de Navier-Stokes associées au modèle k-ε : évaluation de la vitesse de circulation. Thèse N° 174, INSA Toulouse.
- Comte M.P., 1998. Etude d'un nouveau réacteur tri-phasique : le lit turbulé inversé (Hydrodynamique et transfert G/L). Thèse N° 454, INSA Toulouse.
- Da Silva G., Duchène P., Ramel C., 1994. Influence of a horizontal flow on the performance of fine bubble diffused-air system. *Water science and technology*, vol 30, n° 4, p 86-96.
- De Beer D., Stoodley P., Roe F., Lenavdowski 1994. Effect of biofilm structure on oxygen distribution and mass transport. *Biotech. Bioeng.* vol 43, p 1131-1138.
- Dupont R., Dahl C. 1995. A one-dimensional model for a secondary clarifier settling tank including density current and short-circuiting. *Water Science and Technology*, vol 31, p 215-224.
- Göhle F., Finnson A., Hultman B., 1996. Dynamic simulation of sludge blanket movements in a full-scale rectangular sedimentation basin. *Water Science and Technology*, vol 33, p 89-99.
- Laikari H, 1989. Simulation of the sludge blanket of a vertical clarifier in an activated sludge process. *Water Science and Technology*, vol 21, p 621-629.
- Ledoux, Levi-Topal P. B., Malnou D. (1988). Premières applications industrielles françaises de la dissociation aération/brassage dans le traitement des boues activées. *L'eau l'industrie les nuisances* vol 120, p 40-42.
- Mézianné A., 1998. Circulation et aération engendrées par des mobiles d'agitation immergés à axe horizontal dans un chenal d'oxydation. Thèse N° 182, INSA Toulouse.
- Perry R., Green D., 1997. *Chemical engineers' handbook*, Seventh Edition, Mc Graw Hill.
- Rachid-Sally L., 1984. Circulation et aération engendrées par des jets liquides dans un chenal d'oxydation. Thèse N° 125, INSA Toulouse.
- Republic of West Germany, 1980. Arbeitsblatt A135, Abwassertechnische Vereinigung, E.V., ATV, 6.
- Roche N., Bendounan R., Prost C., 1994. Modélisation de l'hydrodynamique d'un décanteur primaire de station d'épuration. *Revue des sciences de l'eau*, vol 7, p 153-167.
- Rodi W., 1980. Turbulence models and their application in hydraulics: a state of the art review. Sonderforschungsbereich 80. University of Karlsruhe.
- Roustan M., 1999. *Techniques de l'ingénieur*
- Schutz M., 1984. Strömungsbildner als beschleunigungshilfe in ringförmigen gerinnen. *G.W.F. Wasser-Abwasser*, vol 8, p394-398.
- Spanjers H., Vanrolleghem P.A., Olsson G., Dold P.L. (1998). Scientific and technical Report N° 7: *Respirometry in Control of the Activated Sludge Process: Principles*. IWA Publishing
- Stricker A.E., 2000. Application de la modélisation à l'étude du traitement de l'azote par boues activées en aération prolongée : comparaison des performances en temps sec et en temps de pluie. Thèse. Université Strasbourg I.
- Takacs I., Patry G.G., Nolasco D, 1991. A dynamic model of the clarification thickening process. *Water Research*, vol 25, p 1263-1271.

12. Annexes

12.1. Evolution de la vitesse moyenne de circulation en fonction de la vitesse de rotation du mobile d'agitation : Données expérimentales

Trois jeux de données expérimentales étaient disponibles pour commencer mon travail de thèse.

- Des mesures de vitesse effectuées dans un chenal d'oxydation pilote de 1 m^3 [Mézianne, 1988]. Ce chenal est représenté sur la *Figure 12.1-1*. Il s'agit d'un chenal de laboratoire, par suite un grand nombre de données expérimentales sont disponibles : plusieurs mobiles d'agitation et plusieurs vitesses de rotation ont été testés.
- Des mesures de vitesses effectuées dans un chenal d'oxydation industriel de 860 m^3 [Ledoux *et al*, 1988]. Ce chenal est représenté sur la *Figure 12.1-3*. Ces mesures fournissent la vitesse moyenne de circulation dans le chenal pour plusieurs vitesses de rotation du mobile d'agitation (*Figure 12.1-4*).
- Des mesures de vitesses effectuées dans un chenal d'oxydation industriel de 2800 m^3 [Bertrand, 1997]. Ce chenal est représenté sur la *Figure 12.1-3*. Les mesures de vitesses du liquide ont été effectuées sur cinq plans différents (*Figure 12.1-5*). Sur chacun de ces plans la vitesse d'écoulement du fluide a été mesurée en 40 points (*Figure 12.1-6*). Chaque valeur annoncée est le résultat de plusieurs mesures de telle sorte qu'elle est donnée à $\pm 0,015 \text{ m/s}$. La vitesse moyenne de circulation est obtenue après intégration de ces mesures. C'est cette valeur qui a été utilisée pour valider l'approche macroscopique (*Figure 12.1-7*).

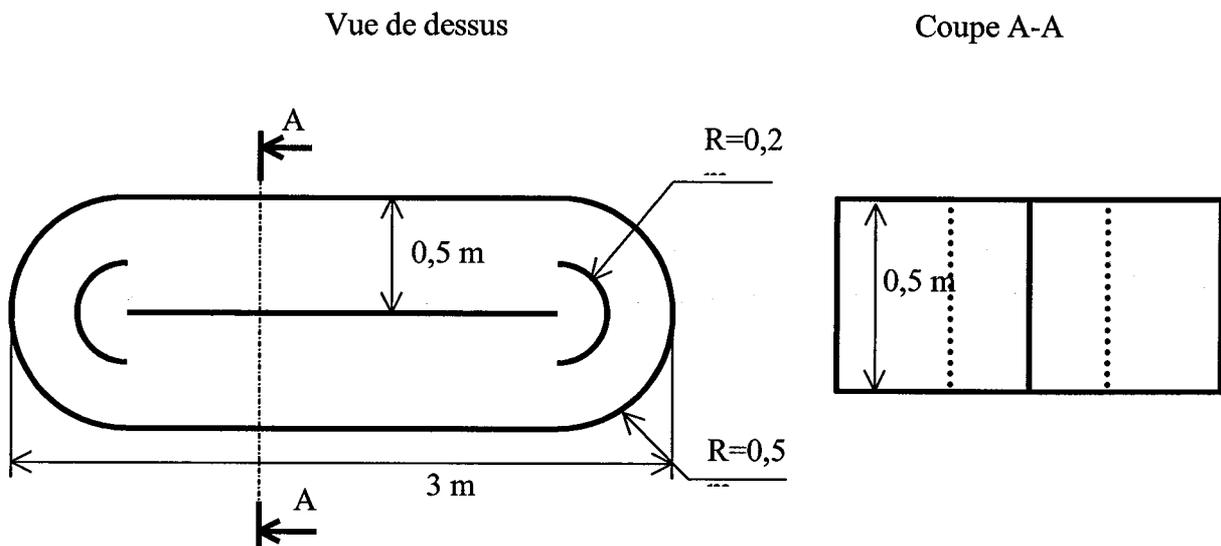


Figure 12.1-1 : Dimensions du chenal de 1 m^3

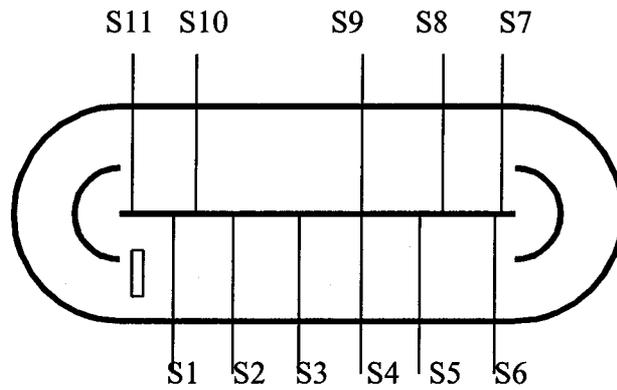


Figure 12.1-2 : Localisation des sections sur lesquelles les champs de vitesse ont été mesurés dans le chenal de 1 m³

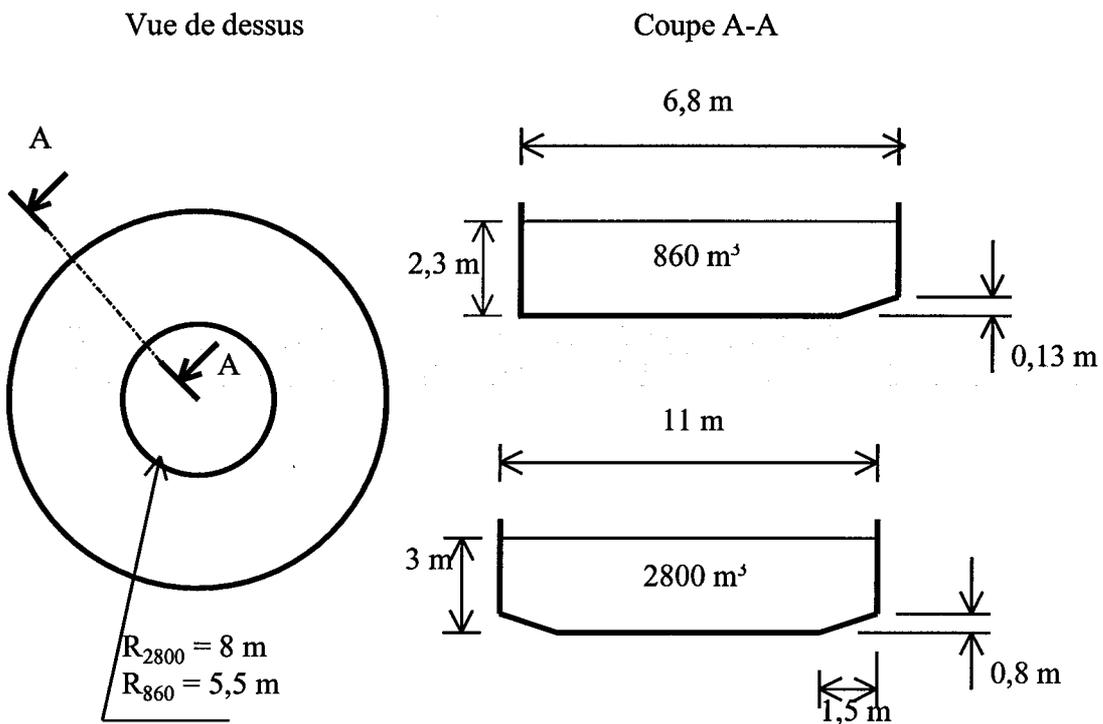


Figure 12.1-3 : Dimensions des chenaux de 860 m³ et de 2800 m³

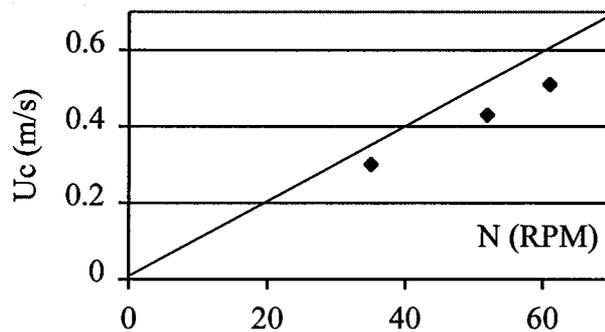


Figure 12.1-4 : Vitesse de circulation en fonction de la vitesse de rotation des hélices pour le chenal de 860 m³

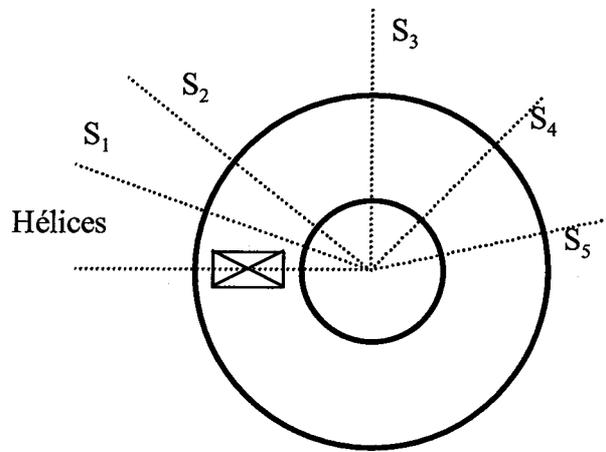


Figure 12.1-5 : Localisation des sections sur lesquelles les champs de vitesse ont été mesurés

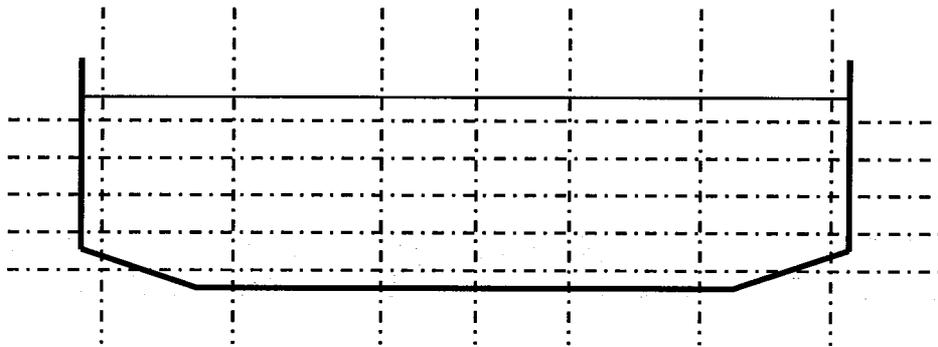


Figure 12.1-6 : Répartition sur une section droite des points de mesure de vitesse. Une mesure a été effectuée à chaque intersection de trait d'axe

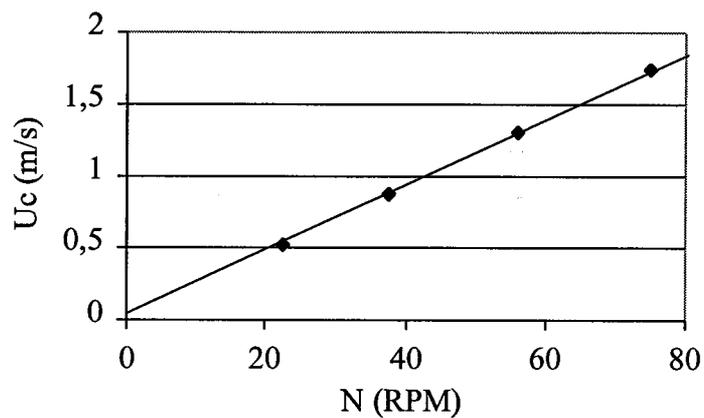


Figure 12.1-7 : Vitesse de circulation en fonction de la vitesse de rotation des hélices dans le chenal de 2800 m³

12.2. Lettres d'acceptation des articles non publiés

Modeling of water treatment plant. A multi-model representation

J. Ragot, G. Grapin, P. Chatellier, F. Colin

Accepté dans la revue *Environmetrics*

7

Abdel El-Shaarawi, 19/07/00 4:11, RE: proposition of paper

1

Reply-To: <abdel.el-shaarawi@odin.cciw.ca>
From: "Abdel El-Shaarawi" <Abdel.El-Shaarawi@CCIW.ca>
To: "Jose RAGOT" <Jose.Ragot@ensem.inpl-nancy.fr>
Subject: RE: proposition of paper
Date: Tue, 18 Jul 2000 22:11:46 -0400
MIME-Version: 1.0
X-Priority: 3 (Normal)
X-MSMail-Priority: Normal
Importance: Normal
X-MimeOLE: Produced By Microsoft MimeOLE V5.00.2314.1300

I have accepted your paper for publication in *Environmetrics* after making few minor changes to correct references to figures in the text. I sent it today to the publisher.
Regards
Abdel

-----Original Message-----

From: Jose RAGOT [mailto:Jose.Ragot@ensem.inpl-nancy.fr]
Sent: Thursday, July 13, 2000 4:46 AM
To: abdel.el-shaarawi@odin.cciw.ca
Subject: proposition of paper

Dear colleague

You will find enclosed a corrected version of our paper. The equations numbers have been verified and adjusted and some other things have been corrected.

The two versions are in WORD5 for MAC, one of them is in RTF format.

Best regards

Imprimé pour jragot@mailhost.ensem.inpl-nancy.fr (Jose RAGOT)

1

Optimisation de la concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé
Mihaltz P., Csikor Z, Chatellier P., Siklodi B.
Accepté pour publication dans la Revue des Sciences de l'Eau.



Chatenay-Malabry le : 23/05/01

Correspondance à adresser à :

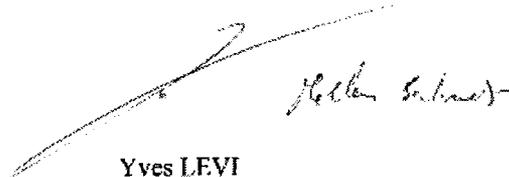
Pr. Yves Levi
Directeur Scientifique Adjoint
Faculté de Pharmacie
Laboratoire Santé Publique - Environnement
5 rue J.B. Clément
92296 Chatenay-Malabry Cedex, France

M. Chatellier
Suez-Ondeo
CIRSEE
38 rue d Président Wilson
7823 Le Pecq

Monsieur,

J'ai le plaisir de vous confirmer que votre article référencé 99-30, rédigé avec M. Mihaltz sera publié dans le volume 14-2 de notre revue.

En vous remerciant de votre collaboration, je vous prie d'accepter l'expression de mes sentiments les meilleurs.



Yves LEVI

Mass balance for on-line αkLa estimation in activated sludge oxidation ditch
P. Chatellier, J.M. Audic
Accepté pour publication dans Water Science and Technology.

De : Paul Nagle <pnagle@iwap.co.uk> le 17/05/2001 19:23

Pour : Patrice CHATELLIER/FR/LDE/SLE

cc : Vanessa Humphreys <vhumphreys@iwap.co.uk>

Objet : Publication of Paris 2000 papers in WST

Dear Patrice

You asked my colleague Vanessa Humphreys about your papers from the 1st IWA Congress in Paris:

Mass balance for αkLa estimation in activated sludge oxidation ditch
P. Chatellier, J.M. Audic

CFD modelling of activated sludge aeration tank ...
Cockx, Do-Quang, Chatellier, Audic

which have not yet appeared in print. I am sorry that information on the fate of these papers has not reached you before now.

I also regret to inform you that the Cocks et al paper (CFD modelling ...) was not selected for publication in WST. However the Chatellier & Audic paper has been selected for publication and will appear in June/July in issue 2-3 of volume 44 of Water Science and Technology. A letter confirming this (with copyright transfer and offprint order forms etc) will be sent to you shortly.

Yours sincerely

Paul Nagle

Journals Manager

12.3. Résumé des activités d'enseignement

Mes activités actuelles d'enseignement se situent principalement dans le cadre de la formation continue du personnel de Lyonnaise des Eaux. J'ai créé des enseignements destinés aux ingénieurs ou aux techniciens supérieurs chargés de l'exploitation des données, du contrôle ou de l'assistance technique. Ces formations sont principalement orientées vers l'utilisation de l'outil informatique pour le contrôle des procédés, la modélisation, la simulation et l'automatisation des filières de traitement.

Deux formations ont été dispensées :

- "**Automatisation des procédés**" dans le cadre de la formation continue de Lyonnaise des Eaux. Ce cours consistait à décrire les techniques informatiques appliquées à l'automatisation des procédés : acquisition de données, réseaux terrain, automates programmables, utilisation de logiciels de suivi en ligne. Huit heures par an pendant quatre ans (1993-1997).
- "**Modélisation des stations d'épuration**". Ce cours décrit certains modèles de stations d'épuration et leur utilisation à travers le logiciel GPS-X. Deux sessions ont été dispensées, ce qui représente 40 heures d'enseignement.

Dans un cadre plus académique, j'ai assuré des formations, que ce soit pendant mon doctorat où j'exerçais les fonctions de moniteur, pendant mon service en coopération, ou actuellement en tant que conférencier en Ecole d'Ingénieurs :

- Moniteur pendant toute la préparation de la thèse (64 heures d'équivalent TD pendant deux ans). Enseignement dans les domaines suivants : **Travaux pratiques de génie des procédés** : 12 heures d'équivalent TD en DEA ; **Informatique** (unix, VMS, ada, fortran, pascal, GKS) : 40 heures en 1^{ère} et 2^{ème} année d'élève ingénieur, 12 heures d'équivalent TD en DEA.
- **Enseignant de mathématiques** en Côte d'Ivoire dans le cadre de la coopération (1987-1988). Les cours s'adressaient à des élèves de 6^{ème} (70 élèves par classe) et à des élèves de 4^{ème} (50 élèves par classe). Le volume horaire était de 15 heures par semaine.
- Intervention sur la "**modélisation des stations d'épuration**" dans la troisième année de formation des ingénieurs de l'Institut Supérieur des Ingénieurs de Montpellier (ISIM). Huit heures de présentation en 1999.

Type d'enseignement	Niveau	Nombre d'heures	Nombre d'heures eq. TD	Période
Mathématiques	Collège	525		87-88
TP Génie chimique	Second cycle	24	24	89-91
Informatique	Premier cycle	104	104	89-91
Techniques d'automatisme	Formation continue	32	48	93-97
Modélisation	Formation continue	48	72	99-00

Tableau 12-1 : Tableau récapitulatif des heures d'enseignement