



HAL
open science

Contribution à la commande de procédés biotechnologiques : application au traitement biologique de la pollution

Isabelle Queinnec

► **To cite this version:**

Isabelle Queinnec. Contribution à la commande de procédés biotechnologiques : application au traitement biologique de la pollution. Automatique / Robotique. Université Paul Sabatier - Toulouse III, 2000. tel-00128778

HAL Id: tel-00128778

<https://theses.hal.science/tel-00128778>

Submitted on 2 Feb 2007

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

UNIVERSITE PAUL SABATIER (Sciences)

HABILITATION A DIRIGER DES RECHERCHES

Préparée au
Laboratoire d'Analyse et d'Architecture des Systèmes
du CNRS

par
Isabelle Queinnec
Doctorat UPS
Chargée de Recherche au CNRS

Contribution à la commande de procédés biotechnologiques : application au traitement biologique de la pollution

Soutenance le Lundi 9 Octobre 2000 à 10h30

Président :	Mr Jacques Bernussou
Rapporteurs :	Mme Arlette Chéruy
	Mr Jean-Luc Gouzé
	Mr Alain Oustaloup
Examineurs :	Mr Gérard Goma
	Mr Michel Perrier
Directeur de thèse :	Mr Christian Burgat

A Sophie

A mon père, ma mère, mon petit frère

Avant-Propos

Ce document représente plus de dix années d'activités dans le domaine pluridisciplinaire de l'Automatique pour les Bioprocédés. S'il a pu se faire, c'est grâce au soutien constant de ces deux domaines, au travers du LAAS bien sûr, mon laboratoire d'accueil, mais aussi des départements GBA et GPI de l'INSA de Toulouse et du LBE-INRA de Narbonne. Si c'est d'abord le LAAS qui a mis à ma disposition les ressources nécessaires à l'aboutissement du travail de recherche présenté dans ce mémoire, ce sont les laboratoires relevant de la Biotechnologie qui m'ont permis de trouver une place à la frontière de ces deux domaines, et qui ont donné sa valeur à ce mémoire. Que ces quatre organismes en soient remerciés.

J'exprime ma profonde gratitude à Mme Arlette Chérut, Professeur à l'ENSIEG, à M. Jean-Luc Gouzé, Directeur de Recherche à l'INRIA et à M. Alain Oustaloup, Professeur à l'ENSERB, pour avoir accepté d'examiner ce travail et d'en être rapporteurs, malgré leurs multiples occupations. Je remercie très sincèrement M. Michel Perrier, Professeur à l'École Polytechnique de Montréal, M. Gérard Goma, Professeur à l'INSAT et M. Jacques Bernussou, Directeur de Recherche au CNRS de m'avoir fait l'amitié d'examiner ce travail et de participer au jury de cette thèse. Que M. Christian Burgat, Professeur à l'IUT-UPS, trouve ici la marque de mon respect et mes remerciements pour avoir accepté la lourde tâche d'être mon directeur de recherche pour cette habilitation.

Qu'il me soit permis de remercier ici Humberto de Queiroz, Cathy Nézonnet, Etienne Paul, Anne Santerre et David Léonard pour avoir, au cours de leur thèse, pris le risque de me laisser contrôler leur procédé, et Christian Destruhaut, pour m'avoir d'abord formé au fonctionnement d'un bioréacteur, puis pour avoir veillé à ce que je ne provoque pas de dégâts lors de mes activités expérimentales.

Je ne saurais oublier dans ces remerciements Jean-Philippe Steyer et Jérôme Harmand, Chargés de Recherche INRA, Etienne Paul et Mathieu Spérandio, Maîtres de Conférence à l'INSA, qui représentent mon cordon ombilical avec les bioprocédés et le traitement de l'eau. Ce mémoire leur doit beaucoup.

Il me faut aussi remercier ici les étudiants que j'ai encadré ou co-encadré au cours de ces années, avec une mention particulière aux doctorants, à savoir Gilles Roux, Sylvie Bourrel, Humberto Xavier de Araújo et Claudia-Sophia Gómez-Quintero.

Je veux aussi remercier toutes les personnes que j'ai cotoyées durant ces années que ce soit au LAAS, à l'INSA (GBA et GPI) ou au LBE, qui transforment mon cadre de travail en lieu de vie et m'honorent de leur amitié. Qu'elles me pardonnent de ne pas dévoiler leur nom ici mais la liste en serait trop longue, et j'aurais trop peur d'en oublier une.

J'aurais finalement une pensée toute particulière pour Sophie Tarbouriech, pour son aide matérielle inestimable et son soutien moral sans faille.

Table des matières

I	SYNTHESE DES TRAVAUX DE RECHERCHE	9
	Introduction	13
I	Nécessité du contrôle du traitement de la pollution	15
I.1	Introduction	16
I.2	Les différents polluants	16
I.2.1	Les sources de pollution	16
I.2.2	Les indicateurs de pollution	17
I.2.3	La législation	18
I.3	Les filières de traitement	20
I.3.1	La station d'épuration	20
I.3.2	Le traitement biologique	21
I.3.3	Les déchets solides	22
I.4	Capteurs et actionneurs	23
I.4.1	Capteurs	23
I.4.2	Actionneurs	25
I.5	La problématique de commande	25
I.6	Conclusion	26
II	Modélisation des réactions biologiques	29
II.1	Introduction	30
II.2	Les modes de fonctionnement	30
II.2.1	Classes principales	30
II.2.2	Extension pour le traitement biologique de la pollution	31
II.3	Principe de la modélisation par bilans-matières	32
II.4	Quelques modèles représentatifs	34
II.4.1	Fermentations continues	34
II.4.2	Fermentations semi-continues	39
II.4.3	Procédés à boues activées	40
II.4.4	Biofiltre	41
II.5	Conclusion	43

III	Analyse des modèles	45
III.1	Introduction	46
III.2	Identification des paramètres des modèles	46
III.2.1	Identifiabilité des modèles	46
III.2.2	Identification des paramètres des modèles	49
III.2.3	Sensibilité des modèles aux paramètres	50
III.3	Réduction de la complexité des modèles	50
III.3.1	Modèle de connaissance versus modèle d'action	50
III.3.2	Réduction basée sur des considérations physiques	51
III.3.3	Simplification d'ordre structurel	52
III.3.4	Linéarisation	55
III.4	Modèles linéaires	57
III.4.1	Modèles linéaires issus des bilans-matières	57
III.4.2	Modèles linéaires entrée-sortie	58
III.5	Mesures et observation	59
III.6	Conclusion	60
IV	Contrôle des réactions biologiques	61
IV.1	Introduction	62
IV.2	Optimisation et commande des procédés semi-continus	62
IV.2.1	Optimisation du fonctionnement	62
IV.2.2	Commande de procédés semi-continus	63
IV.3	Systèmes mal connus et soumis à des perturbations	66
IV.3.1	Commande adaptative	66
IV.3.2	Commande robuste	68
IV.4	Commande contrainte	70
IV.4.1	Problématique	70
IV.4.2	Stabilisation locale	70
IV.4.3	Application au traitement des eaux usées	72
IV.5	Conclusion	74
	Conclusions et perspectives	77
	Références bibliographiques	81
II	LISTE DES TRAVAUX ET PUBLICATIONS	89

Première partie

**SYNTHESE DES TRAVAUX DE
RECHERCHE**

Résumé

Ce document présente nos activités de recherche depuis 1990 (fin du doctorat) dans le domaine de l'Automatique appliquée aux problèmes de modélisation, identification, observation et commande de procédés biotechnologiques. Nous présentons ici de façon synthétique nos principales contributions dans ce domaine, en replaçant nos travaux dans la littérature existante.

Ce mémoire ne se veut pas une liste exhaustive de tous nos travaux. Il s'attache uniquement à en souligner les points forts, et plus particulièrement nos travaux les plus récents ou en cours de développement dans le domaine du traitement des eaux usées.

Introduction

L'Automatique a pour objectif final l'optimisation du fonctionnement d'un procédé ou, plus modestement, l'amélioration et la fiabilisation de son fonctionnement. Dans le domaine des biotechnologies et du traitement des eaux en particulier, l'efficacité recherchée en termes de qualité des effluents et d'économie des coûts de traitement a rendu nécessaire la modélisation, l'identification et la commande en temps réel des procédés de traitement biologique. La complexité des mécanismes mis en jeu et le fonctionnement jour après jour de tels procédés ont mis en exergue le besoin de mesurer, observer, analyser et contrôler certaines concentrations et variables caractéristiques des effluents. Les cinétiques non-linéaires, les paramètres variant dans le temps, l'absence de mesures fiables et directement atteignables, les fortes variations des conditions opératoires et des charges de pollution imposent le développement et l'utilisation de techniques avancées de l'automatique.

C'est dans ce cadre que se situent notre motivation et notre intérêt pour la commande des procédés biotechnologiques. Nos travaux sont guidés par la volonté de répondre aux nombreux problèmes issus de ces considérations, et notre investissement se porte sur les problèmes :

- d'instrumentation, pour pallier l'absence de capteurs, frein essentiel du transfert des méthodologies de l'automatique au contrôle effectif des procédés ;
- de modélisation : modèles de connaissance, réduction de modèles, linéarisation, permettant d'une part de simuler le fonctionnement des procédés et d'autre part de disposer de modèles adaptés aux méthodes d'identification, d'observation et de commande ;
- d'identification paramétrique et de reconstruction des variables d'état non mesurées ;
- de commande des systèmes soumis à des perturbations et à paramètres incertains et/ou variant dans le temps, par des approches de commande adaptative puis plus récemment de commande robuste ;
- de commande prenant en compte les contraintes sur les actionneurs (et les

états).

Ces différents thèmes sont abordés dans notre manuscrit, organisés de la manière suivante : l'objectif du premier chapitre est de replacer notre travail dans le contexte du traitement de la pollution. Nous décrirons dans ce chapitre les différents polluants et les filières de traitement avant de nous intéresser à la problématique de la commande. Nous présenterons dans le chapitre suivant les modèles dérivés des bilans de matières, à la fois dans leur principe et pour quelques procédés représentatifs (classes, réactions biologiques...). Les différents traitements à effectuer sur ces modèles bilans-matières dans l'objectif de la résolution du problème de commande seront proposés dans le chapitre III. Nous y parlerons des problèmes d'identification (et donc d'identifiabilité) et de réduction de modèles. Le chapitre IV sera consacré au contrôle des procédés biologiques, et nous présenterons quelques applications et résultats obtenus en commande adaptative, robuste et contrainte. Enfin, les conclusions et perspectives proposeront quelques pistes de recherche future dans le domaine du contrôle des procédés biologiques et en particulier de traitement des effluents.

Chapitre I

Nécessité du contrôle du traitement de la pollution

Dans ce chapitre, nous définissons d'abord les différents polluants auxquels nous sommes confrontés (matières oxydables carbonées, azotées et phosphorées). Nous définissons ensuite les différentes filières de traitement, avant de nous restreindre aux filières de traitement biologique. Dans ce contexte plus particulier, nous posons la problématique de commande en insistant sur les aspects capteurs et actionneurs.

I.1 Introduction

Les problèmes d'environnement liés aux activités et à la concentration des populations et des sociétés humaines deviennent de plus en plus importants. En effet, que ce soit au niveau industriel, urbain ou agricole, la pollution générée par l'homme affecte de plus en plus le cycle de l'eau, et des traitements artificiels doivent venir en aide et compléter les cycles naturels d'auto-épuration.

Le traitement biologique des effluents dans des installations appropriées est un moyen efficace de répondre à ces problèmes. Le principe général d'un procédé biologique, ou bioprocédé, est d'utiliser les propriétés naturelles d'organismes vivants afin de produire ou d'éliminer certaines substances chimiques ou biochimiques, dans des conditions optimales de fonctionnement.

I.2 Les différents polluants

I.2.1 Les sources de pollution

Les pollutions arrivant au niveau des stations d'épuration proviennent de diverses sources :

- les cités : les rejets urbains (eaux résiduaires urbaines, ERU) peuvent être considérés comme la plus importante industrie en terme de masse de matériaux bruts à traiter. À titre d'exemple, il est produit quotidiennement un volume avoisinant les 40 millions de m^3 d'eaux usées dans la communauté européenne. En France, la consommation moyenne en eau est généralement estimée de 150 litres par jour et par habitant en zone rurale jusqu'à 250 litres par jour et par habitant en zone urbaine. En conséquence, chacun produit le même volume de pollution à travers les eaux ménagères (détergents, graisses, ...) et les eaux vannes (matière organique et azotée, germes et matières fécales, ...).
- les industries : la pollution industrielle (eaux résiduaires industrielles, ERI) représente une part importante des rejets arrivant aux stations d'épuration. En effet, les deux tiers des industriels redevables des Agences de l'Eau (ceux qui génèrent le plus de pollution) sont raccordés aux stations d'épuration des collectivités territoriales. Ils produisent 10% de la charge polluante industrielle brute, ce qui équivaut à un quart de la pollution domestique. Cet apport pose de sérieux problèmes aux exploitants de stations d'épuration urbaines, tant au niveau des capacités que des performances de traitement. En effet, les effluents industriels toxiques (ceux qui contiennent une forte proportion de métaux lourds ou de molécules organiques toxiques) constituent un danger permanent pour les stations de dépollution biologique. De plus, il faut bien

noter que, selon le ministère de l'Environnement, 30% des rejets industriels s'échappent encore dans la nature sans aucun traitement !

- l'agriculture : le problème de la pollution agricole est un peu différent, dans la mesure où cette source de pollution n'arrive qu'indirectement à la station. C'est le cas en particulier des engrais et pesticides qui passent d'abord à travers les milieux naturels (nappes phréatiques, rivières...). C'est aussi le cas des déchets solides issus des industries agro-alimentaires et des déjections d'élevage (lisiers de porc, fientes de canards...) qui arrivent à la station après hydrolyse (une des voies possibles de traitement des déchets organiques solides).
- l'eau de pluie : bien que longtemps considérée comme propre, l'eau d'origine pluviale est en fait relativement polluée. L'origine de cette pollution peut provenir des gaz ou solides en suspension rejetés dans l'atmosphère par les véhicules, les usines ou les centrales thermiques. Ces polluants (oxyde de carbone, dioxyde de soufre, poussière) sont envoyés vers le sol à la moindre averse. Lorsqu'elle ruisselle, l'eau de pluie a un second effet nocif : elle transporte les hydrocarbures, les papiers, les plastiques et les débris végétaux accumulés sur la terre et les toitures. De plus, cette pollution est déversée sur de courtes périodes et peut atteindre des valeurs très élevées qui provoquent un effet de choc sur le milieu biologique.

En ne parlant que de la pollution de l'eau, ce bilan est loin d'être complet puisqu'il faudrait lui rajouter tous les déchets solides, constitués d'ordures ménagères, des déchets ménagers encombrants (mobiliers, cuisinières, réfrigérateurs ...), des déchets automobiles (carcasses, batteries, huiles et pneus usagés), des déchets provenant de l'entretien des espaces verts urbains, des déchets d'assainissement des eaux usées (boues), des déchets inertes (les 2/3 des déchets solides industriels), et enfin des déchets produits ou recyclés dans l'agriculture et les industries agro-alimentaires.

1.2.2 Les indicateurs de pollution

Les eaux usées sont des liquides de composition hétérogène, chargés de matières minérales ou organiques pouvant être en suspension ou en solution, et dont certaines peuvent avoir un caractère toxique. L'élaboration et la définition de paramètres qualitatifs de la pollution ont conduit à établir les principales mesures de la pollution :

- Matières en suspension (*MES*) : quantité (en *mg/l*) de particules solides, de nature minérale ou organique, véhiculées par les eaux usées.
- Demande chimique en oxygène (*DCO*) : consommation d'oxygène (en *mgO₂/l*) dans les conditions d'une réaction d'oxydation complète. C'est une mesure de la pollution organique. On sépare généralement la DCO particulaire de la DCO

soluble pour différencier les matières en suspension (partie organique) des matières organiques solubilisées.

- Demande biochimique en oxygène (DBO_5) : consommation d'oxygène, sur 5 jours (en mgO_2/l) résultant de la métabolisation de la pollution organique biodégradable par les micro-organismes présents. Comme la précédente, c'est une mesure de la pollution organique.
- Azote global (NGI) : quantité totale d'azote (en mgN/l) correspondant à l'azote organique et ammoniacal (azote Kjeldahl, NTK) et aux formes minérales oxydées de l'azote (nitrates et nitrites).
- Phosphore total (P_T) : quantité (en mgP/l) correspondant à la somme du phosphore contenu dans les orthophosphates, les polyphosphates et le phosphate organique.

On pourrait y rajouter des mesures plus spécifiques concernant la présence de toxiques d'origine minérale (mercure, cadmium, plomb, arsenic...) ou organique (composés aromatiques tels que le phénol, PCP...). On trouvera aussi les mesures du Carbone Organique Total (COT), autre mesure de la quantité de matière organique, des Matières Volatiles en Suspension (MVS) qui représentent la partie organique des MES, ou encore des Matières Oxydables (MO). Cette dernière est définie comme :

$$MO = \frac{2DBO_5 + DCO}{3}$$

Cette mesure est particulièrement utilisée par les Agences de l'Eau pour établir les quantités de matières organiques présentes dans un effluent.

1.2.3 La législation

La législation française sur la pollution des eaux, les conditions de rejet et leur traitement repose en grande partie sur la loi sur l'eau n°92-3 du 3 janvier 1992 et les décrets du 29 mars 1992 et du 3 juin 1994. Les arrêtés prévus par ces décrets ont permis à la France de transposer en droit interne les directives européennes "eaux résiduaires urbaines" du 21 mai 1991. Ils imposent aux communes, sur l'ensemble du territoire français, l'élaboration et la mise en œuvre d'un programme d'assainissement avant le 31 décembre 2005, prenant en compte la collecte et le traitement biologique des eaux résiduaires urbaines.

Les conditions de rejets sont fixées par les arrêtés du 22 novembre 1994 pour les effluents urbains et des 1^{er} mars 1993 et 25 avril 1995 pour les effluents industriels. Ces arrêtés précisent en particulier les caractéristiques physico-chimiques des rejets, avec, en particulier, les valeurs limites des critères de pollution (MES , DCO ,

DBO_5 , NGl et P_T) fixées en concentrations et en rendements. Les caractéristiques générales des rejets sont détaillées dans le tableau I.1 et les valeurs limites sont résumées dans les tableaux I.2 et I.3 pour les rejets urbains et industriels respectivement.

	effluents urbains	effluents industriels
pH	6 < . < 8.5	5.5 < . < 8.5
Température	< 25°	< 30°
Couleur		≤ 100 mg Pt/l

TAB. I.1 – Caractéristiques générales des rejets

paramètre	pollution journalière kg/l	valeur limite moyenne/24h mg/l	rendement minimal %
MES	toutes charges	35	90
DCO	toutes charges	125	75
DBO_5	120 à 600	25	70
	> 600		80
NGl	600 à 6000	15	70
	> 6000	10	70
P_T	600 à 6000	2	80
	> 6000	1	80

TAB. I.2 – Valeurs limites des rejets urbains

paramètre	flux journalier autorisé kg/l	valeur limite	
		moyenne/24h mg/l	moyenne/mois mg/l
MES	≤ 15	100	
	> 15	35	
DCO	≤ 100	300	
	> 100	125	
DBO_5	≤ 30	100	
	> 30	30	
NGl	≤ 50	–	30
P_T	≤ 15	–	10

TAB. I.3 – Valeurs limites des rejets industriels

Remarque I.1 : *Pour les rejets dans des éco-systèmes et milieux aquatiques sensibles à l'eutrophisation (croissance accélérée d'algues et autres plantes aquatiques qui favorisent l'appauvrissement du milieu en oxygène), la législation est plus contraignante, tout au moins en ce qui concerne l'azote et le phosphore.*

Ainsi, l'application de la Directive Européenne et de la loi sur l'eau de 1992 nécessite non seulement une extension des stations au traitement de l'azote et du phosphore, mais également une fiabilisation de ces traitements, c'est à dire un respect continu des niveaux de rejets. En Midi-Pyrénées, par exemple, la situation est relativement alarmante puisque environ 70 % des pollutions azotées et 80 % des pollutions phosphorées ne sont pas traitées dans les stations d'épuration domestiques. Les données recueillies par l'Agence de l'Eau montrent que les bassins versant du Tarn, du Gers et de la Garonne sont soumis à des pollutions excessives en azote et en phosphore (Atlas et données sur l'eau 1997, bassin Adour-Garonne).

I.3 Les filières de traitement

I.3.1 La station d'épuration

D'un point de vue général, et sans vouloir être exhaustif, compte tenu de la diversité des procédés mis en œuvre selon les cas, l'épuration de l'eau amène toujours à :

- séparer et éliminer les matières en suspension,
- éliminer la pollution organique, principalement par voie biologique, et, plus récemment les pollutions azotées et phosphorées,

avant de la rejeter dans le milieu naturel.

On distingue classiquement dans la station d'épuration (figure I.1) la succession des traitements suivants :

- **le traitement primaire** (ou prétraitement) : de nature mécanique, il a pour objet la séparation liquide-solide, afin de retenir le maximum de matières en suspension présentes dans l'affluent. La décantation primaire, et éventuellement un traitement physico-chimique en amont de la séparation par décantation ou flottation permettent de réaliser cette opération.
- **le traitement secondaire** : Il fait généralement appel aux procédés biotechnologiques, dans lesquels on fait consommer à des bactéries aérobies ou/et anaérobies les matières organiques présentes dans les eaux usées. Plus récemment, le traitement biologique de l'azote a été intégré à cette étape, et de la

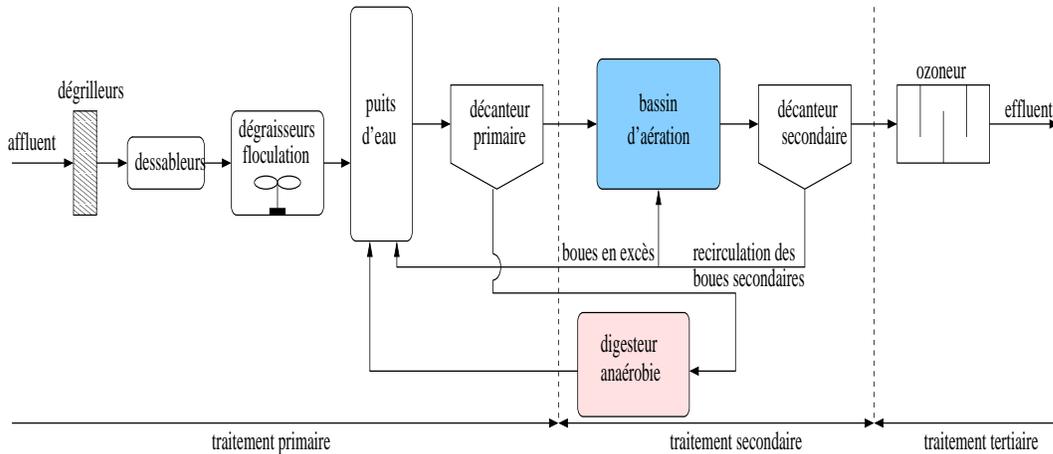


FIG. I.1 – Schéma de principe d'une station de traitement d'eau

même manière, le traitement des phosphates commence aussi à y être intégré.

- **le traitement tertiaire** (ou de finition) : C'est un traitement permettant de compléter le traitement biologique par des actions spécifiques de désinfection, neutralisation, stabilisation... Il dépend essentiellement de l'avenir de l'effluent : eau potable, réutilisation industrielle (refroidissement de turbines), rejet dans les milieux aquatiques en zone plus ou moins sensible.

Remarque I.2 : *Compte tenu de l'évolution des directives sur les nitrates et les phosphates, le traitement de ces pollutions est passé peu à peu du traitement tertiaire vers le traitement secondaire, dans le même temps que les différentes opérations de traitement biologique ont été ramenées dans le traitement secondaire. Mais ceci n'est qu'affaire de présentation et ne change rien dans les principes.*

I.3.2 Le traitement biologique

Les procédés de traitement biologique de l'eau sont particulièrement adaptés à l'épuration d'eaux polluées essentiellement par de la matière organique facilement biodégradable et, dans tous les cas, exemptes de composés toxiques à des concentrations notables. Ces procédés sont donc particulièrement adaptés à l'épuration des eaux résiduaires urbaines. Les eaux industrielles nécessitent généralement des traitements spécifiques. Elles peuvent parfois rejoindre la station d'épuration, au prix toutefois d'un traitement physico-chimique préalable, car la présence de toxique détruirait la flore bactérienne.

Les procédés mis en œuvre pour la dépollution des ERU et ERI se distinguent selon qu'ils sont :

- de type aérobie (présence d'air ou d'oxygène) ou anoxie ;
- en culture libre en suspension dans l'eau (boues activées, lagunage) ou fixée (lits bactériens, biofiltres).

Dans un procédé à boues activées, l'assimilation et la transformation de la pollution par les bactéries s'effectue dans un premier bassin, associé à un décanteur-clarificateur qui permet de recycler les boues en tête du bassin d'une part, et de récupérer l'effluent traité d'autre part. Le bassin d'aération est en fait, selon les cas, constitué de plusieurs bassins en série privilégiant chacun le traitement d'une pollution spécifique (organique, nitrification, dénitrification, phosphatation), ou d'un seul bassin permettant de réaliser les différentes réactions biologiques en même temps. L'alternance de phases aérées et non aérées permet même d'intégrer au sein d'un unique bassin des cultures aérobies et anoxies.

Les procédés à biomasse fixée gagnent en compacité par rapport aux procédés à boues activées et ne nécessitent pas la présence d'un décanteur en sortie. Une purge des boues accumulées dans l'ouvrage est cependant régulièrement nécessaire pour prévenir le colmatage du filtre.

Le lagunage est, par opposition, un procédé de traitement extensif, et repose sur le principe de la dégradation en eau libre de la pollution organique. Il peut être naturel ou aéré, lorsque l'apport d'oxygène est assuré artificiellement.

1.3.3 Les déchets solides

Pour être à peu près complet sur les filières de traitement des pollutions, il nous faut aussi aborder le problème des déchets solides. Leur traitement dépend fortement du type de déchet concerné. Les principales filières sont :

- l'incinération ;
- la mise en décharge contrôlée et les centres d'enfouissement technique répondant à des normes contraignantes et strictes ;
- l'utilisation comme remblais dans les infrastructures routières ;
- la valorisation matière telle que l'épandage (principalement des boues de station d'épuration), le compostage (dégradation de la matière organique en présence d'air), les recyclages divers ;
- la valorisation énergétique, essentiellement la méthanisation, qui consiste en la décomposition de la matière organique en absence d'air (fermentation anaéro-

bie).

I.4 Capteurs et actionneurs

I.4.1 Capteurs

A la base de toute tentative de contrôle d'un procédé réside le problème de disposer d'informations pertinentes sur son comportement, à une fréquence suffisamment élevée pour rendre compte de son évolution, et surtout de les obtenir en ligne, sans intervention humaine. C'est bien là que se trouve la principale limitation retardant l'automatisation complète des processus biotechnologiques, et de manière plus cruciale encore, des procédés de traitement des eaux usées.

En effet, autant des mesures physico-chimiques telles que la température, le pH, les débits de liquide et de gaz, la pression, la puissance d'aération, les niveaux ou la pression partielle en oxygène dissous sont généralement accessibles sans difficulté, autant les mesures de concentration des divers composés de la réaction (biomasses, substrats organiques, pollutions nitrées...) ainsi que des vitesses de réaction restent problématiques. Or ce sont sur ces dernières que se posent les problèmes de contrôle, car ce sont elles qui fournissent des informations directes tant sur l'état du procédé que sur son évolution à venir.

A ce jour, il n'existe pas vraiment de capteurs capables, au niveau industriel, de fournir des mesures de ces variables en ligne, au travers d'appareillage de faible complexité, à coût réduit (tant au niveau de l'équipement que du fonctionnement et de la maintenance), et surtout robuste vis-à-vis des conditions de fonctionnement (pH acides, encrassement des membranes dus aux matières en suspension...). La plupart du temps, ces variables ne sont obtenues qu'à travers des analyses en laboratoire, dont la durée, les coûts et surtout le mode opératoire limitent la fréquence et l'automatisation des mesures [93].

Le problème des capteurs reçoit cependant une attention de plus en plus importante au cours des années, et on voit apparaître diverses solutions qui tentent de résoudre le problème de l'instrumentation :

- intégration de capteurs existant à fort potentiel informatif dans une boucle de mesure. L'idée conductrice est dans ce cas d'automatiser des capteurs hors ligne, de manière à obtenir, sans intervention humaine, les mesures sur site des variables intervenant directement dans les modèles bilans-matières. Ceci se fait à partir d'un échantillonneur implanté directement dans le bioréacteur, ou plus généralement dans une boucle de mesure. Ce principe, que l'on retrouve dans l'appellation "Flow Injection Analysis (FIA)" [45], a été utilisé pour des chromatographes à phase gazeuse ou liquide, des spectromètres de

masse, permettant d'obtenir les concentrations de composés gazeux. L'automatisation d'un capteur YSI pour la mesure du glucose [68] ou celle d'un capteur TECHNICON pour la mesure du nitrate [19]^{*1} nous ont ainsi permis de contrôler en boucle fermée divers procédés de fermentation.

- couplage de mesures indirectes à des modèles mathématiques pour reconstruire au travers d'observateurs les variables du procédé. Par abus de langage, on trouve parfois dans la littérature cette approche sous le nom de capteurs logiciels ou virtuels. Dans la plupart des cas, c'est un observateur de type filtre de Kalman étendu qui permet de reconstruire les variables à contrôler [82]. Ainsi la mesure de la coloration du milieu fermentaire nous a permis, selon les expériences, de reconstruire la concentration en produit formé [79], la concentration en substrat utilisé [71]^{*}, ou la concentration en biomasse [35]. Bien qu'elle soit plus difficile à manipuler car couplée à de nombreux paramètres, nous avons pu utiliser la concentration en oxygène dissous pour reconstruire la concentration en substrat [72]. Cette mesure de l'oxygène est d'ailleurs à la base de la respirométrie [83], méthode dans laquelle on utilise la vitesse de consommation de l'oxygène par la biomasse pour caractériser l'affluent (charge organique en particulier) et/ou les boues [84].
- développement de capteurs spécifiques, dénotés *biocapteurs*, qui permettent de transformer l'information "biologique" en un signal électrique. Dans [24], un biocapteur est défini comme "un dispositif analytique dans lequel sont étroitement associés une couche de reconnaissance ionique ou moléculaire et un transducteur qui permet la conversion d'un signal biologique apparaissant lors du phénomène de reconnaissance en un signal analogique". Bien qu'il existe une littérature abondante sur le sujet ([88], [16] et références incluses), leur utilisation reste cependant limitée, en particulier par l'absence de transfert industriel. Ainsi, il convient de noter que seuls quelques prototypes ont conduit à une commercialisation, et que dans 85 % des cas, ils ne concernent que la mesure de glucose.

Quelles que soient les solutions retenues, on voit toujours apparaître deux types de systèmes :

- capteurs in situ, directement implantés dans le réacteur biologique ;
- capteurs en ligne, implantés sur une boucle spéciale de prise d'échantillons, permettant en particulier de filtrer le prélèvement de manière à éviter l'encrassement du capteur par les matières en suspension.

¹Les références marquées par une astérisque signifient qu'elles font partie des 5 publications fournies dans la Septième Partie de ce mémoire.

Enfin, même si un effort important a été fait au niveau des centres de recherche pour traiter du problème des capteurs, le transfert de ces derniers vers l'industrie et les collectivités territoriales en est encore à ses balbutiements, en particulier dans les états du sud de l'Europe (dont la France), très en retard sur le sujet par rapport à leurs voisins scandinaves.

1.4.2 Actionneurs

Tout aussi essentiel est le problème des actionneurs, même s'il se pose en termes différents. Parmi les différentes variables susceptibles d'être manipulées par l'opérateur ou le système informatique, telles que les débits d'aération, de recirculation des boues de décantation et des effluents, de purge, ..., il s'agit de déterminer celles qui sont pertinentes en fonction des objectifs de contrôle recherchés.

Le principal problème provient dans ce cas de l'inadéquation, en général, entre les objectifs de contrôle et les actions possibles pour les réaliser. Ce problème est particulièrement bien illustré dans le cas d'un procédé de traitement d'eaux usées. Un objectif de contrôle pourrait s'exprimer directement sous la forme d'une consigne en azote résiduel (en deçà de la norme européenne associée). Cependant, les gestionnaires des stations ne sont pas prêts à envisager des sources de carbone externes permettant de maintenir des rapports carbone/azote convenables, considérant, à tort, que l'eau usée contient suffisamment de matière organique pour s'affranchir d'un ajout éventuel de carbone. On se prive ainsi d'un moyen d'action particulièrement efficace pour pallier une surcharge de pollution azotée à l'entrée de la station.

1.5 La problématique de commande

Le traitement de la pollution, et les normes européennes qui le régissent, de plus en plus sévères sur les quantités de polluant rejetées dans les eco-systèmes, imposent le développement de procédés de traitement fiables, robustes et performants. Toutefois, il a été montré que les installations de traitement biologique ne satisfont pas les normes de rejets dans 8 à 9 % des temps de fonctionnement. L'utilisation de stratégies de commande permettant de satisfaire les normes de rejet s'avère donc nécessaire pour optimiser le fonctionnement des réacteurs biologiques. Cependant, le problème du contrôle des procédés de traitement biologique des eaux usées reste encore assez flou. Le contrôle, dans le sens conventionnel employé en Sciences pour l'Ingénieur, ne s'applique encore que difficilement, tant du fait de l'absence d'instrumentation en ligne que du fait de l'absence de variables d'action et d'objectifs énoncés clairement en termes de régulation et de poursuite. Ainsi, d'un point de vue global, les trois principaux objectifs de contrôle sont de :

- garantir le fonctionnement du procédé ;
- respecter les normes de rejet ;
- minimiser l'énergie et les coûts de fonctionnement.

L'élimination de la production polluante conduit toujours, en fonction des caractéristiques physico-chimiques des rejets et du degré d'épuration souhaité, à la conception d'un chaîne de traitement constituée d'une succession d'opérations unitaires ou de stades de traitement entre lesquels il existe généralement des interactions. On peut cependant, dans de nombreux cas, simplifier le fonctionnement global du cycle d'épuration de l'eau (de son prélèvement à son renvoi dans le milieu naturel, en passant par son utilisation, les traitements physico-chimiques et biologiques, et la gestion des boues produites) en plusieurs sous-systèmes traités indépendamment. C'est en particulier le cas pour les stations de traitement biologique, dans lesquelles les traitements de la pollution peuvent être, selon les cas, considérés de manière globale ou découplée.

Ainsi, du point de vue de l'automaticien, on trouve dans les procédés biotechnologiques, et ce, quel que soit le procédé étudié, la quasi-totalité des phénomènes abordés d'un point de vue théorique [10], [49], [55], que l'on retrouvera au fil des chapitres de ce mémoire : modélisation, systèmes incertains, identification, estimation, filtrage, optimisation, régulation, poursuite, rejet de perturbations, contraintes sur les actionneurs... et qui apparaissent de manière classique dans le schéma bloc d'un système contrôlé en boucle fermée (figure I.2).

Cependant, il ne faut pas mésestimer l'aspect pluridisciplinaire de ces procédés, et on ne peut pas se contenter de traiter l'aspect "contrôle des procédés". Même si une étape peut être découplée et traitée en partie indépendamment, il ne faut pas oublier qu'elle s'inscrit dans un contexte global, nécessitant la prise en compte des aspects biologiques, du dimensionnement des réacteurs, du positionnement et du nombre de capteurs...

I.6 Conclusion

L'objectif de ce chapitre était de montrer, au travers de la description des moyens de traitement de la pollution, que le contrôle des procédés de traitement biologique est nécessaire au bon fonctionnement de ces derniers. Il s'achève sur le constat que, même si le domaine des biotechnologies représente un champ d'application infini des outils issus de l'Automatique, comme nous le verrons en partie par la suite, le transfert technologique ne se fait encore qu'au compte-gouttes.

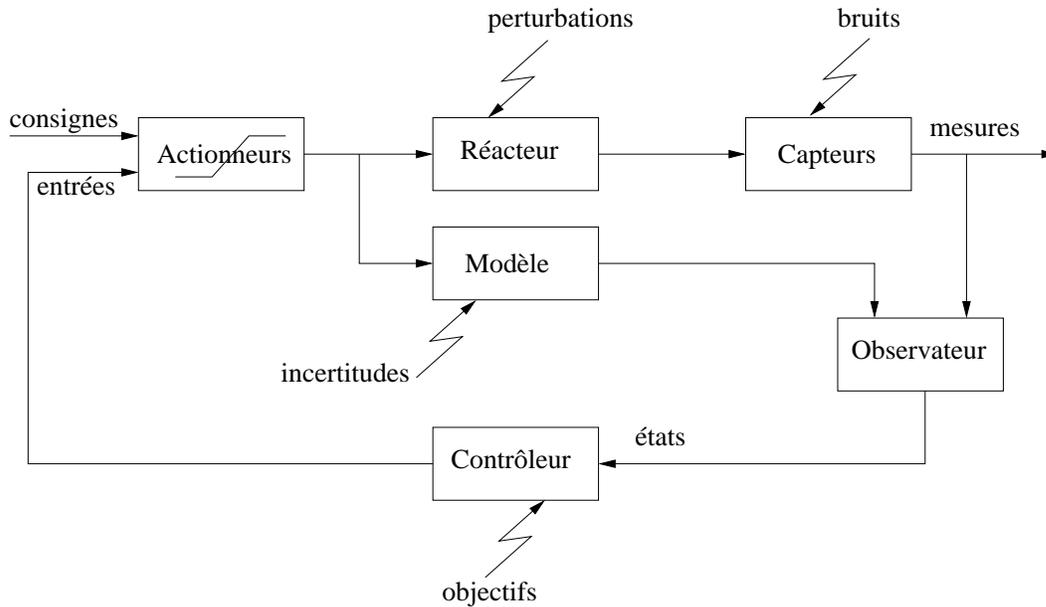


FIG. I.2 – Schéma général d'un système en boucle fermée

En effet, seul le PID a réellement été implanté sur les procédés, au travers de boucles de régulation complètement découplées (régulation de pH, de température...). La notion de supervision, essentiellement sous forme d'un journal de bord associé à du diagnostic (systèmes experts) a aussi conduit à quelques réalisations [86], mais une grande partie de son succès provient de l'absence de bouclage direct sur le procédé. En effet, le système fonctionne en boucle ouverte, et seul l'opérateur est habilité à agir sur le procédé. Quant à l'application des techniques de l'Automatique telles que nous les présenterons dans la suite de ce rapport, elles restent encore trop souvent au stade des laboratoires de recherche, et leur implantation en milieu industriel souffre de la complexité des outils et des nombreux freins technologiques à leur utilisation (problème des capteurs en particulier).

Chapitre II

Modélisation des réactions biologiques

Nous nous attachons dans ce chapitre à la description de procédés biologiques à partir de l'expression des bilans-matières. Les principaux types de réactions (modes de fonctionnement, réactions biologiques) sont présentés en insistant sur ceux qui nous ont servi de supports expérimentaux et/ou de simulation.

II.1 Introduction

Ce chapitre traite de la représentation mathématique des différentes classes de réactions biologiques auxquelles nous nous intéressons. L'expression des bilans-matières relatifs aux différents composants de la réaction permet d'obtenir des systèmes d'équations différentielles non-linéaires, ordinaires ou à paramètres répartis, dont nous donnons quelques exemples représentatifs dans ce chapitre.

II.2 Les modes de fonctionnement

II.2.1 Classes principales

D'un point de vue général, les modes de fonctionnement se caractérisent par le type d'alimentation en substrat des réacteurs biologiques. Nous distinguons trois modes principaux (figure II.1) :

- Le mode discontinu (ou batch). La totalité des éléments nutritifs nécessaires à la croissance biologique est introduite lors du démarrage de la réaction. Aucun apport ni prélèvement (excepté bien sûr pour quelques mesures hors lignes éventuellement) n'est par la suite réalisé, et la réaction se déroule à volume constant. Les seules actions possibles de l'opérateur ne concernent que les variables d'environnement (pH, température, vitesse d'agitation, aération...). Peu de moyens sont ainsi nécessaires à sa mise en œuvre, ce qui en fait son attrait du point de vue industriel. Il souffre cependant d'un inconvénient majeur : l'apport initial d'une quantité élevée de substrat inhibe généralement la croissance des micro-organismes qui le consomment, ce qui se traduit par des durées de traitement allongées, et limite la charge initiale admissible. Par ailleurs, ce mode de fonctionnement impose la présence en amont d'un dispositif de stockage des affluents.
- Le mode semi-continu (ou fedbatch). Tout en nécessitant un dispositif de stockage des affluents, ce mode de fonctionnement se distingue du précédent par un apport des différents éléments nutritifs au fur et à mesure des besoins constatés des micro-organismes. Il permet essentiellement de lever les problèmes d'inhibition associés au mode précédent, et de fonctionner à des taux spécifiques de croissance proches de leur valeur maximale. A partir d'un volume initial préalablementensemencé, le réacteur est alimenté par un débit augmentant exponentiellement, nécessitant un contrôle en boucle fermée de ce dernier. C'est d'ailleurs ce dernier point qui a fortement limité l'utilisation du fedbatch en milieu industriel. Enfin, ce mode de fonctionnement, tout comme le précédent, est plus particulièrement préconisé lorsque la récupération des produits est réalisée en discontinu (accumulation intracellulaire par exemple) ou que l'on ne peut se permettre de relarguer des matières toxiques résiduelles

(cas du fonctionnement en continu).

- Le mode continu (ou chemostat). C'est le mode le plus largement employé dans le domaine du traitement de l'eau. Caractérisé par un volume réactionnel constant, il est soumis à un soutirage de milieu réactionnel égal au flux d'alimentation en matière nutritive. Les procédés continus fonctionnent en régime permanent, en maintenant, pour des conditions d'alimentation fixées, le système dans un état stable, tout en évitant tout phénomène inhibiteur grâce à l'effet de dilution dû à l'alimentation. Ils permettent en outre des productions importantes dans des réacteurs de taille réduite et ne nécessitent pas d'importants dispositifs de stockage en amont, contrairement aux modes précédents. Ils peuvent en outre être intégrés dans des dispositifs plus complexes constituant les stations de traitement d'eaux.

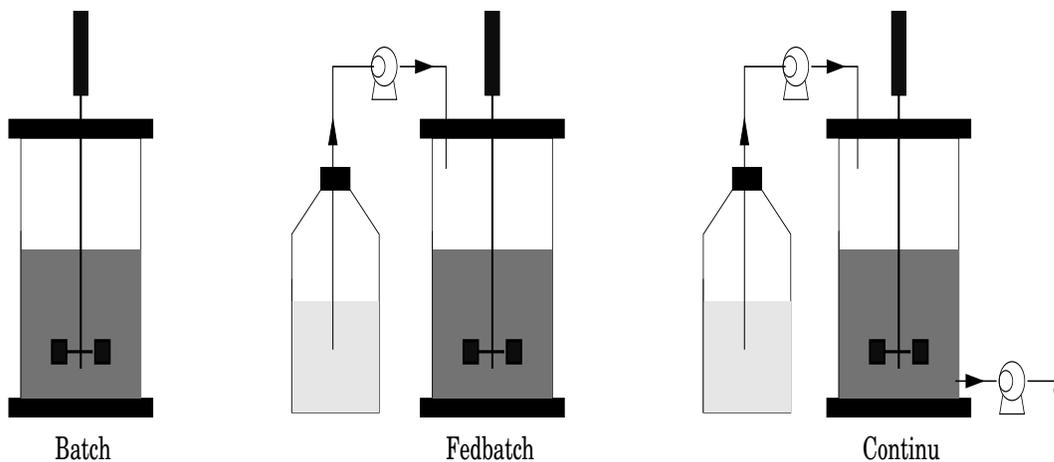


FIG. II.1 – Les différents modes de fonctionnement des procédés biologiques

II.2.2 Extension pour le traitement biologique de la pollution

Lors de leur utilisation dans le domaine du traitement biologique de la pollution, les modes de fonctionnement décrits dans le paragraphe précédent sont intégrés dans des procédés plus complexes représentant la station d'épuration (conférer paragraphe I.3.1), incluant :

- le prétraitement : dégrillage, dessablage, déshuilage ;
- le traitement primaire : décantation permettant de récupérer les matières en suspension sous forme de boues ;
- le traitement secondaire, correspondant au traitement biologique des pollutions organiques et minérales (azote, phosphore, carbone), suivi de la décantation

secondaire ;

- le traitement tertiaire, qui dépend de l'utilisation de l'effluent (utilisation industrielle, agricole, rejet en milieu aquatique sensible) : filtration, désinfection par le chlore ou ozonation ...

Nous nous intéressons dans ce mémoire essentiellement aux traitements biologiques.

En plus du mode de fonctionnement, les réactions sont caractérisées par l'aération (culture aérobie) ou l'absence d'aération (culture en anoxie) du milieu, et par le fait que les bactéries peuvent être fixées (lits bactériens, biofiltres) ou libres (boues activées). Par ailleurs, le réacteur biologique, alimenté par l'affluent provenant du traitement primaire peut être aussi alimenté par les recirculations du surnageant et/ou des boues de la décantation secondaire.

II.3 Principe de la modélisation par bilans-matières

Un procédé fonctionnant en réacteur infiniment mélangé (Stirred Tank Reactor, noté STR) signifie que le milieu réactionnel est homogène. Quel que soit le mode de fonctionnement (batch, fedbatch, continu), le comportement dynamique des différents composants de la réaction biologique découle directement de l'expression des bilans de matières. La croissance d'une population de micro-organismes sur un simple substrat est alors représentée par les équations différentielles ordinaires suivantes :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{d(VX)}{dt} = \mu XV - Q_{out}X \end{array} \right. \quad (II.1)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{d(VS)}{dt} = -\nu_s XV + Q_{in}S_{in} - Q_{out}S \end{array} \right. \quad (II.2)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dV}{dt} = Q_{in} - Q_{out} \end{array} \right. \quad (II.3)$$

dans lesquelles X représente la concentration en micro-organismes (g/l), S la concentration en substrat (g/l), V le volume réactionnel (l), Q_{in} le débit d'alimentation (l/h), Q_{out} le débit de soutirage (l/h) et S_{in} la concentration de substrat dans l'alimentation (g/l). μ et ν_s représentent respectivement le taux de croissance des micro-organismes (1/h) et le taux de consommation du substrat (1/h).

Le couplage entre croissance et consommation est généralement décrit par la relation algébrique suivante :

$$\nu_s = \frac{\mu}{Y_{x/s}} \quad (II.4)$$

avec $Y_{x/s}$ le rendement de conversion (g de biomasse/g de substrat).

Remarque II.1 : *Croissance et consommation ne sont pas forcément couplées dans toutes les réactions biologiques [30]. C'est cependant toujours le cas pour les procédés auxquels nous nous intéressons.*

Même si le taux de croissance dépend fortement des conditions opératoires (température, pH...), du milieu réactionnel (concentrations en composés carbonés, azotés, phosphorés, en sels minéraux, en oxygène...), l'expression la plus couramment utilisée est le modèle empirique de Monod [57], introduit dès le début du siècle par Michaëlis-Menten pour décrire une réaction enzymatique :

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S} \quad (\text{II.5})$$

Cette expression, dans laquelle μ_{max} est le taux de croissance maximal (1/h) et K_s la constante de demi-saturation (g/l), permet de décrire le phénomène de limitation de la croissance par manque de substrat, et l'arrêt complet lorsque le substrat n'est plus disponible.

Par ailleurs, les phénomènes d'inhibition par excès de substrat sont généralement modélisés par l'expression de Haldane, introduite dans le cas des réactions enzymatiques, et reprise par Andrews [1] dans le cas des réactions biologiques :

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \quad (\text{II.6})$$

avec K_i la constante d'inhibition (g/l).

Il convient de noter que de nombreuses autres relations algébriques ont été établies pour décrire ces phénomènes de limitation et/ou d'inhibition, mais que leur utilisation reste marginale. De la même manière, certains modèles prennent en compte l'influence de la concentration en micro-organismes, en co-métabolite, de la température, du pH (conférer [28] pour une liste d'une cinquantaine de modèles).

Le cas de l'oxygène est un peu à part. En effet, dans le cas des procédés fonctionnant en aérobie, l'oxygène correspond à un co-substrat de la réaction, et peut ainsi être traité comme tel, c'est-à-dire intervenir sous la forme d'un terme de type Monod dans l'expression du taux de croissance, conduisant ainsi à l'expression suivante :

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left(\frac{O_2}{K_{O_2} + O_2} \right) \quad (\text{II.7})$$

avec O_2 la concentration en oxygène dissous (g/l) et K_{O_2} la constante de demi-saturation pour l'oxygène (g/l). Cependant, cette expression est souvent omise sous

l'hypothèse que le réacteur est suffisamment aéré et que K_{O_2} est très petit par rapport à la concentration en oxygène dissous présente dans le réacteur en fonctionnement normal. La dynamique de l'oxygène est obtenue, comme précédemment, à partir du bilan de masse de l'oxygène dissous :

$$\frac{d(VO_2)}{dt} = -q_{O_2}XV + K_{l a}V(O_2^* - O_2) - Q_{out}O_2 \quad (\text{II.8})$$

avec O_2^* la concentration de saturation en oxygène dissous (g/l), qui dépend du milieu de culture (sels minéraux) et de la température essentiellement [27]. q_{O_2} est la vitesse spécifique de consommation d'oxygène, donnée par :

$$q_{O_2} = \frac{\mu}{Y_{x/o}} + m_{O_2} \quad (\text{II.9})$$

dans laquelle $Y_{x/o}$ représente le rendement de conversion (gX/gO₂), et m_{O_2} le coefficient de maintenance (gO₂/gX/h). Le coefficient de transfert $K_{l a}$ (1/h) dépend fortement des conditions opératoires et en particulier de l'agitation, de la pression, du débit d'aération, du milieu de culture... Il n'existe cependant pas de modélisation aisée de ce paramètre et il doit être déterminé en fonction des conditions opératoires. C'est d'ailleurs ce problème qui fait que la mesure de l'oxygène a rarement été utilisée à des buts de contrôle, bien qu'elle soit très facile à obtenir.

II.4 Quelques modèles représentatifs

Sans vouloir en faire une liste exhaustive, nous présentons à présent quelques modèles représentatifs sur lesquels ont été faites la majorité des expériences présentées dans ce mémoire, et qui ont servi de supports aux développements méthodologiques.

II.4.1 Fermentations continues

Reprenons le modèle (II.1)-(II.3) décrivant la croissance d'une population de micro-organismes X sur un substrat limitant S . On obtient directement, dans le cas de la fermentation continue, i.e., à volume V constant, et en rajoutant l'équation relative à un métabolite P , le modèle classique suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX}{dt} = \mu X - DX \end{array} \right. \quad (\text{II.10})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS}{dt} = -\frac{\mu}{Y_{x/s}}X + D(S_{in} - S) \end{array} \right. \quad (\text{II.11})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dP}{dt} = \frac{\mu}{Y_{x/p}}X - DP \end{array} \right. \quad (\text{II.12})$$

dans lequel $D = \frac{Q_{in}}{V} = \frac{Q_{out}}{V}$ représente le taux de dilution (1/h), $Y_{x/p}$ le rendement de conversion (g de biomasse/g de produit), et μ est décrit par (II.5). L'équation

correspondant à la production du métabolite est généralement omise lorsque cette variable n'a pas d'influence sur la croissance (μ ne dépend pas de P) et qu'elle n'est pas mesurée (donc non utilisée au niveau d'observateurs et/ou de contrôleurs). Les phénomènes de maintenance et de décès peuvent être pris en compte sous la forme de termes supplémentaires dans les équations :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX}{dt} = \mu X - DX - bX \end{array} \right. \quad (\text{II.13})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS}{dt} = -\frac{\mu}{Y_{x/s}} X + D(S_{in} - S) - mX \end{array} \right. \quad (\text{II.14})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dP}{dt} = \frac{\mu}{Y_{x/p}} X - DP \end{array} \right. \quad (\text{II.15})$$

b représente le taux de mortalité (1/h) et m le coefficient de maintenance (que l'on retrouve systématiquement sur l'équation d'évolution de l'oxygène (II.8)-(II.9)).

On peut étendre directement ce type de modèle à des réactions plus complexes comportant plusieurs populations de micro-organismes couplées ou non, et/ou plusieurs réactions enchaînées.

Nitrification

Dans une station de traitement biologique de l'azote des effluents urbains, le cycle de transformation de l'azote est le même que dans la nature (figure II.2) :

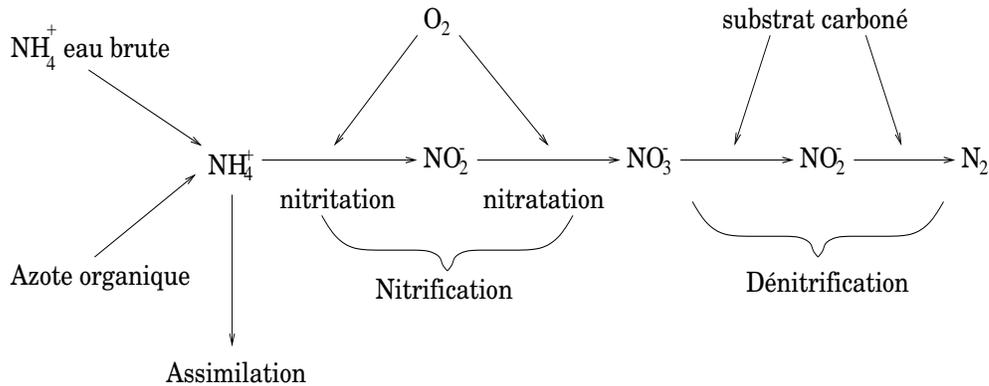


FIG. II.2 – Cycle d'élimination des pollutions azotées

La première partie du traitement de la pollution azotée est donc la nitrification, qui consiste à transformer par voie biologique l'azote ammoniacal (NH_4^+) en nitrate (NO_3^-), en présence d'oxygène [62], [64], [70]. Cette réaction comprend deux étapes. La première, la nitritation, met en jeu des bactéries autotrophes de type *Nitrosomonas* (X_{NS}), qui transforment l'azote ammoniacal en nitrite (NO_2^-). La

deuxième étape concerne, quant à elle, la conversion du nitrite en nitrate par les bactéries autotrophes *Nitrobacter* (X_{NB}). En réacteur complètement mélangé et alimenté continuellement en azote ammoniacal NH_{4in}^+ , la nitrification peut être modélisée par les équations différentielles issues des bilans de matières relatifs aux cinq variables principales de la réaction, à savoir, les deux populations bactériennes, l'azote ammoniacal, le nitrite et le nitrate :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX_{NS}}{dt} = \mu_{NS}X_{NS} - DX_{NS} \end{array} \right. \quad (II.16)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX_{NB}}{dt} = \mu_{NB}X_{NB} - DX_{NB} \end{array} \right. \quad (II.17)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dNH_4^+}{dt} = -\frac{\mu_{NS}}{Y_{NS}}X_{NS} + D(NH_{4in}^+ - NH_4^+) \end{array} \right. \quad (II.18)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dNO_2^-}{dt} = \frac{\mu_{NS}}{Y_{NS}}X_{NS} - \frac{\mu_{NB}}{Y_{NB}}X_{NB} - DNO_2^- \end{array} \right. \quad (II.19)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dNO_3^-}{dt} = \frac{\mu_{NB}}{Y_{NB}}X_{NB} - DNO_3^- \end{array} \right. \quad (II.20)$$

Y_{NS} et Y_{NB} représentent les rendements des deux étapes. Les taux de croissance μ_{NS} et μ_{NB} sont décrits par des termes de Monod relatifs aux substrats limitants des deux populations, NH_4^+ et NO_2^- respectivement :

$$\mu_{NS} = \mu_{maxNS} \frac{NH_4^+}{K_{NH_4^+} + NH_4^+} \quad (II.21)$$

$$\mu_{NB} = \mu_{maxNB} \frac{NO_2^-}{K_{NO_2^-} + NO_2^-} \quad (II.22)$$

Cette représentation largement acceptée dans la littérature sous-entend que les deux étapes de la nitrification sont indépendantes (pas de compétition entre les micro-organismes), le co-métabolite de la première devenant le substrat de la seconde. Il convient aussi de noter que le modèle (II.16)-(II.20) n'explicite pas la présence de l'oxygène, bien que celui-ci soit indispensable à la croissance des deux populations autotrophes, partant du principe qu'il est apporté en quantité suffisante pour ne pas limiter le phénomène d'oxydation biologique.

Croissance sur mélange bi-substrat

Pour représenter le traitement biologique d'effluents de papeterie par lagunage aéré, Ben Youssef [12] a modélisé la dégradation d'un substrat xénobiotique S_x par une population mixte X en présence d'un co-substrat énergétique S_e sous la forme

suivante :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX}{dt} = (\mu_{S_x} + \mu_{S_e})X - DX \\ \frac{dS_x}{dt} = -\frac{\mu_{S_x}}{Y_{x/sx}}X + D(S_{xin} - S_x) \\ \frac{dS_e}{dt} = -\frac{\mu_{S_e}}{Y_{x/se}}X + D(S_{ein} - S_e) \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} \text{(II.23)} \\ \text{(II.24)} \\ \text{(II.25)} \end{array}$$

Le phénomène d'activation/inhibition compétitive dans ce mélange bi-substrat a pu être correctement représenté par le modèle de Monod généralisé :

$$\mu_{S_x} = \mu_{maxS_x} \frac{S_x}{K_{S_x} + S_x + a_e S_e} \quad \text{(II.26)}$$

$$\mu_{S_e} = \mu_{maxS_e} \frac{S_e}{K_{S_e} + S_e + a_x S_x} \quad \text{(II.27)}$$

dans lequel la constante a_e (respectivement a_x) permet de modéliser l'effet inhibiteur du substrat énergétique (respectivement xénobiotique) sur la consommation du substrat xénobiotique (respectivement énergétique).

Digestion anaérobie

La digestion anaérobie est le procédé de consommation de déchets solides composés de matière organique par voie biologique. La matière organique complexe (macromolécules) est transformée en biogaz (méthane et gaz carbonique) par une séquence de réactions suivant quatre étapes principales : l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse [26]. Ces étapes sont schématisées sur la figure II.3. L'hydrolyse consiste en la transformation de matière organique particulaire lentement biodégradable X_s en matière organique solubilisée facilement biodégradable S_s . Ces molécules peuvent servir de source de carbone aux biomasses hétérotrophes intervenant en particulier lors de la dénitrification (conférer paragraphe II.4.4). Dans le cas contraire, elles sont transformées en différents acides organiques, ou acides gras volatils (AGV) par les deux étapes d'acidogénèse et d'acétogénèse. Sachant que l'on ne mesure généralement que l'ensemble de ces acides, et que c'est l'acétate qui est dominant, certains modèles court-circuitent l'acétogénèse pour ramener la réaction en un processus à trois étapes [23], [56]. Enfin, la dernière étape, réalisée par les bactéries méthanogènes anaérobies strictes transforment les AGV en méthane et en gaz carbonique. Le méthane peut alors être récupéré et valorisé comme source d'énergie.

En considérant donc la digestion anaérobie comme un processus à trois étapes, comportant trois populations de micro-organismes, les bactéries hydrolytiques X_h , les bactéries acidogènes X_a et les bactéries méthanogènes X_m , et leurs substrats

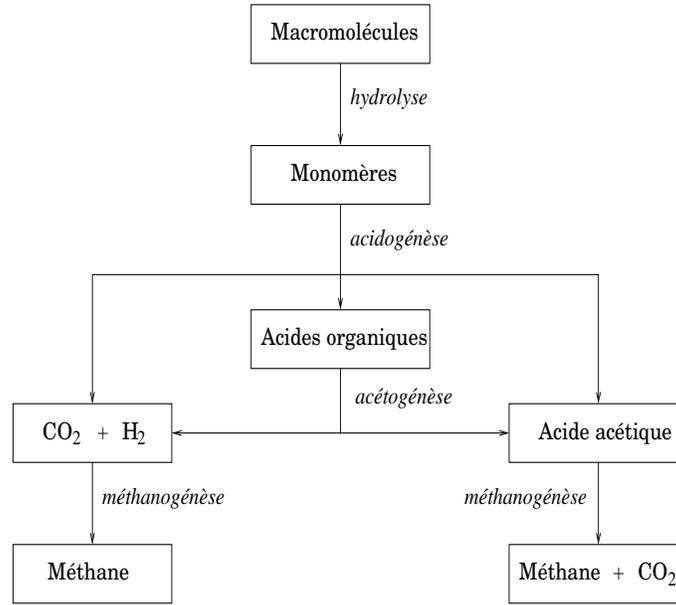


FIG. II.3 – Les étapes de la digestion anaérobie

respectifs, le déchet organique solide X_s , la matière organique solubilisée S_s et les acides gras volatils A , nous avons obtenu le modèle suivant pour décrire la croissance microbienne en réacteur alimenté en continu par les déchets solides X_{sin} [36] :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX_h}{dt} = \mu_h X_h - b_h X_h - X_h D \end{array} \right. \quad (\text{II.28})$$

$$\frac{dX_a}{dt} = \mu_a X_a - b_a X_a - X_a D \quad (\text{II.29})$$

$$\frac{dX_m}{dt} = \mu_m X_m - b_m X_m - X_m D \quad (\text{II.30})$$

$$\frac{dX_s}{dt} = -\frac{1}{Y_h} \mu_h X_h + D(X_{sin} - X_s) \quad (\text{II.31})$$

$$\frac{dS_s}{dt} = \left(\frac{1 - Y_h}{Y_h} \mu_h X_h\right)(1 - f_{X_I}) - \frac{1}{Y_a} \mu_a X_a + D(S_{sin} - S_s) \quad (\text{II.32})$$

$$\frac{dA}{dt} = \left(\frac{1 - Y_a}{Y_a} \mu_a X_a\right)(1 - f_{S_I}) - \frac{1}{Y_m} \mu_m X_m + D(A_{in} - A) \quad (\text{II.33})$$

$$\frac{dX_I}{dt} = f_{X_I} \frac{1 - Y_h}{Y_h} \mu_h X_h + D(X_{I_{in}} - X_I) \quad (\text{II.34})$$

$$\frac{dS_I}{dt} = f_{S_I} \frac{1 - Y_a}{Y_a} \mu_a X_a + D(S_{I_{in}} - S_I) \quad (\text{II.35})$$

X_I et S_I représentent respectivement les concentrations en matière inerte particulaire et solubilisée. Les taux de croissance sont modélisés par la loi de Monod relative aux substrats respectifs de chacune des populations. L'équation de production de méthane peut éventuellement être rajoutée si celui-ci est mesuré et présente donc un intérêt au niveau des étapes d'observation et/ou de commande.

Des modèles plus complexes peuvent être proposés [26], [50], qui prennent en compte davantage de variables, mais cela pose beaucoup plus de problèmes pour déterminer les valeurs numériques des nombreux paramètres associés.

II.4.2 Fermentations semi-continues

L'extension du modèle (II.1)-(II.3) au cas des fermentations semi-continues est obtenue directement en considérant $Q_{out} = 0$. Cette stratégie est particulièrement adaptée au cas de polluants toxiques qui ne doivent pas se retrouver dans les effluents, et qui ne permettent pas d'obtenir des productivités élevées en cultures discontinues.

Considérons le cas de la biodégradation du phénol. C'est un polluant toxique contenu dans les eaux usées de nombreuses industries chimiques, pétrochimiques et agrochimiques. Sa dégradation par des bactéries l'acceptant comme seule source de carbone et d'énergie est fortement inhibée, même à de très faibles concentrations. L'étude de la croissance de *Ralstonia eutropha* nous a permis d'établir un modèle bilans-matières dans lequel le taux de croissance est modélisé par l'expression de Haldane (II.6) et est couplé à la vitesse spécifique de dégradation du phénol [53]. La croissance aérobie peut ainsi être décrite par :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX}{dt} = \mu X - \frac{Q_{in}}{V} X \end{array} \right. \quad (\text{II.36})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS}{dt} = -\frac{\mu}{Y_{x/s}} X + \frac{Q_{in}}{V} (S_{in} - S) \end{array} \right. \quad (\text{II.37})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dP}{dt} = \nu_p X - \frac{Q_{in}}{V} P \end{array} \right. \quad (\text{II.38})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dO_2}{dt} = K_L a (O_2^* - O_2) - q_{O_2} X - \frac{Q_{in}}{V} O_2 \end{array} \right. \quad (\text{II.39})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dV}{dt} = Q_{in} \end{array} \right. \quad (\text{II.40})$$

P est un co-métabolite de la croissance, l'acide 2-hydroxymuconique semialdéhyde (2-hms). L'accumulation de 2-hms se traduit par une coloration jaune de plus en plus intense, corrélée avec le taux de croissance :

$$\nu_p = \alpha_0 + \alpha_1 \mu \quad (\text{II.41})$$

α_1 représente un terme de rendement, alors que α_0 , qui n'a pas de réelle signification physique, a été introduit pour assurer l'ajustement des données [53].

Concernant la dynamique de l'oxygène, comme nous l'avons dit dans un paragraphe précédent, elle n'a d'intérêt que dans la mesure où l'on veut se servir de l'oxygène comme source d'information de la réaction. La vitesse spécifique est donnée par l'expression (II.9) et le coefficient de transfert $K_l a$ doit être déterminé en fonction des conditions opératoires [72].

II.4.3 Procédés à boues activées

Les procédés à boues activées sont très largement utilisés pour le traitement biologique des eaux usées. Traditionnellement, ils sont composés d'un réacteur biologique et d'un décanteur/clarificateur schématisés sur la figure II.4. L'effluent du procédé est récupéré en sortie du clarificateur, alors que les boues décantées sont en partie recirculées à l'entrée du réacteur.

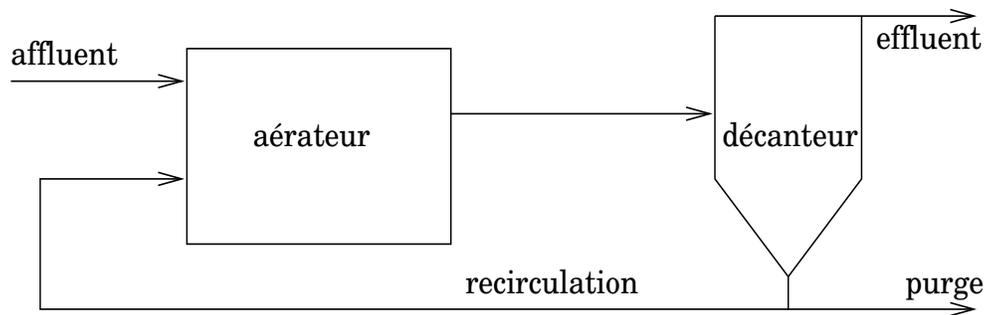


FIG. II.4 – Schéma d'une installation à boues activées

Ce schéma de base peut être complété par d'autres réacteurs en série (permettant de favoriser les différentes populations de micro-organismes en optimisant les conditions opératoires de chaque réacteur), par un décanteur primaire et par des boucles de recirculation interne.

Pour pouvoir traiter les pollutions composées d'azote organique, le réacteur biologique doit prendre en compte à la fois des conditions aérobies (pour la nitrification), et anoxies (pour la dénitrification en particulier). Ces opérations peuvent être réalisées soit dans deux bassins placés successivement, l'un aéré, l'autre non, soit dans un seul bassin autorisant des périodes alternées d'aération et de non-aération [84], [48].

La modélisation de ces procédés à boues activées a été très largement étudiée, et a conduit au modèle bien connu établi par l'IAWQ (International Association for

Water Quality), qui prend en compte le cycle d'élimination de l'azote, des matières organiques biodégradables (lentement et rapidement), et dans sa deuxième version, le cycle de transformation du phosphore [41], [40]. Le modèle se présente sous forme matricielle, les lignes correspondant aux différentes réactions biologiques et les colonnes aux variables mises en jeu dans ces réactions.

Mis à part la modélisation des étapes de traitement des déchets (nitrification, dénitrification, digestion...), un élément clé de ces procédés est la modélisation du décanteur afin de gérer au mieux la recirculation des boues [87], [69].

II.4.4 Biofiltre

Les procédés de type biofiltre (ou filtre biologique) sont constitués d'un réacteur biologique vertical rempli d'un support granulaire (pouzzolane généralement) sur lequel les populations bactériennes viennent se fixer et coloniser le matériau, l'écoulement de l'affluent se faisant dans le sens ascendant ou descendant (figure II.5).

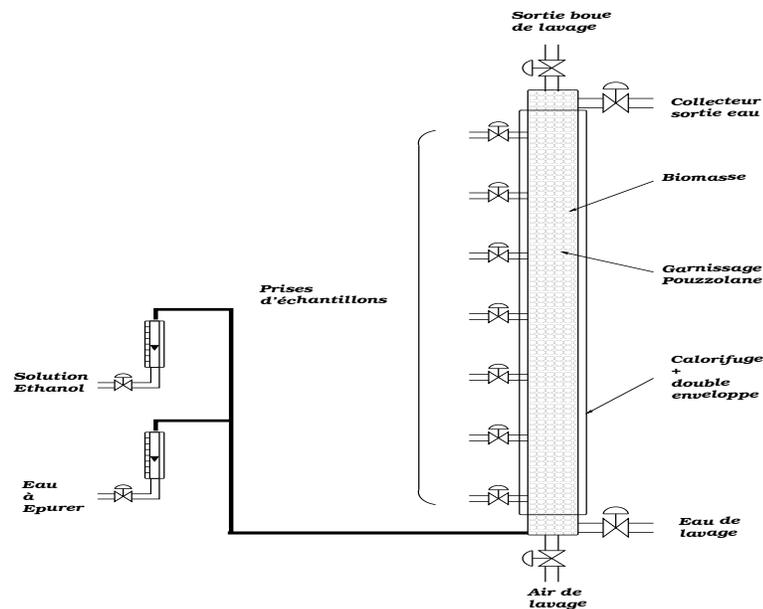


FIG. II.5 – Biofiltre expérimental pour la dénitrification

Bien que moins généralisés que les procédés à boues activées, ils présentent cependant des intérêts indéniables tels que :

- compacité (faible surface au sol) comparativement aux procédés boues activées ;
- rétention des matières en suspension au sein du réacteur, évitant de ce fait l'utilisation d'un décanteur secondaire ;

- bonnes performances pour l'élimination des pollutions carbonées, azotées, phosphorées et des matières en suspension ;
- bonne intégration dans l'environnement (peu de bruit, peu d'odeur) ;
- minimisation de la consommation d'énergie et de la production des boues.

D'un point de vue pratique, la rétention des particules se traduit par un colmatage du biofiltre, ce qui nécessite d'évacuer périodiquement l'excès de biomasse et de matières en suspension retenues. Ces lavages fréquents induisent un fonctionnement cyclique, pour lequel la principale difficulté est d'anticiper le colmatage. Du point de vue de la modélisation, le comportement dynamique des biofiltres est représenté par des équations aux dérivées partielles non-linéaires, permettant de représenter à la fois l'évolution temporelle et spatiale le long de la colonne (en considérant que les dispersions axiales sont négligeables) des variables mises en jeu dans la réaction biologique.

Considérons plus spécifiquement le biofiltre de dénitrification décrit sur la figure II.5. La transformation des nitrates en azote gazeux par des bactéries hétérotrophes (nécessitant la présence d'une source de carbone énergétique) peut être simplement représentée par les deux étapes de dénitrification et de dénitrification (cf. figure II.2). Sous l'hypothèse que la porosité est stationnaire et uniforme le long du réacteur, l'expression des bilans de matières relatifs aux quatre variables considérées pour décrire la réaction (concentrations en nitrate $S_{NO_3^-}$, nitrite $S_{NO_2^-}$, éthanol S_s et biomasse active X_a) conduit au système décrit par les équations aux dérivées partielles non-linéaires de type hyperbolique suivantes :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_{NO_3^-}(z, t)}{\partial t} = -\frac{F}{A\epsilon} \frac{\partial S_{NO_3^-}(z, t)}{\partial z} - \frac{1}{\alpha_1 \epsilon} \frac{1 - Y_{h_1}}{Y_{h_1}} \mu_{NO_3^-}(z, t) X_a(z, t) \end{array} \right. \quad (\text{II.42})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_{NO_2^-}(z, t)}{\partial t} = -\frac{F}{A\epsilon} \frac{\partial S_{NO_2^-}(z, t)}{\partial z} + \frac{1}{\alpha_1 \epsilon} \frac{1 - Y_{h_1}}{Y_{h_1}} \mu_{NO_3^-}(z, t) X_a(z, t) \\ \quad - \frac{1}{\alpha_2 \epsilon} \frac{1 - Y_{h_2}}{Y_{h_2}} \mu_{NO_2^-}(z, t) X_a(z, t) \end{array} \right. \quad (\text{II.43})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial S_s(z, t)}{\partial t} = -\frac{F}{A\epsilon} \frac{\partial S_s(z, t)}{\partial z} - \frac{1}{\epsilon Y_{h_1}} \mu_{NO_3^-}(z, t) X_a(z, t) \\ \quad - \frac{1}{\epsilon Y_{h_2}} \mu_{NO_2^-}(z, t) X_a(z, t) \end{array} \right. \quad (\text{II.44})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_a(z, t)}{\partial t} = [\mu_{NO_3^-}(z, t) + \mu_{NO_2^-}(z, t)] \left(1 - \frac{X_a(z, t)}{X_{a \max}}\right) X_a(z, t) \end{array} \right. \quad (\text{II.45})$$

avec la variable d'espace z variant entre 0 et la hauteur normalisée 1 du biofiltre.

Les conditions aux limites sont les suivantes :

$$\begin{cases} S_{NO_3^-}(z=0, t) = S_{NO_3^-in}(t) \\ S_{NO_2^-}(z=0, t) = S_{NO_2^-in}(t) \\ S_S(z=0, t) = S_{Sin}(t) \end{cases}$$

Les vitesses de croissance sur le nitrate et le nitrite, en présence d'éthanol, sont données par les doubles expressions de Monod :

$$\left\{ \begin{array}{l} \mu_{NO_3^-}(z, t) = \mu_{NO_3^-max} \frac{S_{NO_3^-}(z, t)}{K_{NO_3^-} + S_{NO_3^-}(z, t)} \frac{S_S(z, t)}{K_S + S_S(z, t)} \end{array} \right. \quad (II.46)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \mu_{NO_2^-}(z, t) = \mu_{NO_2^-max} \frac{S_{NO_2^-}(z, t)}{K_{NO_2^-} + S_{NO_2^-}(z, t)} \frac{S_S(z, t)}{K_S + S_S(z, t)} \end{array} \right. \quad (II.47)$$

Bien qu'il existe des outils mathématiques sophistiqués permettant de manipuler les systèmes à paramètres répartis, on préférera le plus souvent les transformer en modèles à paramètres localisés, pour lesquels la majeure partie des travaux d'analyse, d'observation et de commande s'applique. Les méthodes de discrétisation aux différences finies fournissent en général une solution précise du système initial, mais au prix de modèles approchés de dimension élevée. Les méthodes d'approximations fonctionnelles, et en particulier les méthodes de résidus pondérés [32], telle que la méthode de collocation [94], [18] permettent d'obtenir des approximations de la dynamique des systèmes à paramètres répartis, pour lesquelles le vecteur d'état est de dimension réduite. Ce type de méthode présente cependant des difficultés de mise en œuvre, en particulier liées au choix des points de collocation, de leur nombre et des fonctions de pondération.

Enfin, les méthodes à compartiments permettent de transformer le filtre biologique en un certain nombre de réacteurs infiniment mélangés mis en série [65]. Le nombre de réacteurs à considérer pour représenter le biofiltre dépend de la précision que l'on veut obtenir à la fois sur les régimes transitoires et sur les points d'équilibre, et de la dimension du vecteur d'état que l'on va construire (conférer paragraphe III.3.3). On considère généralement qu'il faut une trentaine d'éléments en série pour représenter convenablement le biofiltre, mais ce nombre peut être réduit à quelques unités lorsque l'on s'intéresse à la synthèse de contrôleurs.

II.5 Conclusion

Nous avons vu dans ce chapitre que, quels que soient le procédé biologique et son mode de fonctionnement, le principe de modélisation, basé sur les bilans de matières, reste le même. La complexité du modèle dépend essentiellement du nombre de réactions internes considérées et de la structure retenue pour décrire le taux de

croissance.

Loin d'être exhaustif, ce chapitre avait simplement pour objectif de décrire quelques procédés biologiques représentatifs et présentant des caractéristiques différentes (équations différentielles ordinaires ou partielles, couplages des vitesses de croissance...). N'ont cependant été présentés que des procédés sur lesquels nous avons travaillé¹. Ce sont donc ces procédés qui seront utilisés par la suite, lors de l'utilisation des modèles à des fins d'identification paramétrique, d'observation et de commande.

¹De tous les procédés présentés dans ce chapitre, seul le modèle de croissance bi-substrat n'est pas utilisé par la suite. Nous avons cependant choisi de le présenter dans ce chapitre pour souligner le fait que la croissance peut être plus complexe qu'un simple modèle de Monod.

Chapitre III

Analyse des modèles

A partir des modèles bilans-matières décrits dans le chapitre précédent, nous nous intéressons dans ce chapitre aux problèmes d'identification associés et à la transformation de ces modèles de connaissance en modèles d'action adaptés aux approches de commande que nous développerons dans le chapitre suivant.

III.1 Introduction

Les paramètres qui composent les modèles bilans-matières, bien qu'ayant une certaine signification physique, ne sont généralement pas facilement accessibles, et doivent ainsi être identifiés. Cependant, ces modèles issus des bilans de matières ne sont pas toujours adaptés pour l'identification des paramètres (problèmes d'identifiabilité structurelle et/ou pratique) comme pour l'élaboration de contrôleurs (conférer chapitre suivant). Un effort important est ainsi fait pour obtenir des modèles simplifiés, que ce soit par des réductions d'ordre ou par l'écriture de modèles linéarisés autour de points de fonctionnement.

III.2 Identification des paramètres des modèles

Dans le cas où nous établirions un simple modèle linéaire pour représenter une réaction biologique, le problème de l'identification se ramènerait au problème classique de l'identification paramétrique, que ce soit par des approches graphiques, des méthodes algébriques de type Moindres Carrés, ou par des méthodes d'analyse spectrale. Il est cependant souvent préférable de s'intéresser aux modèles non-linéaires dérivés des bilans-matières qui permettent non seulement d'identifier des paramètres physiques apportant des informations pertinentes sur le fonctionnement du procédé, mais aussi de vérifier la cohérence des valeurs des paramètres obtenues. Nous nous intéressons donc dans cette partie essentiellement au problème de l'identification de paramètres intervenant non-linéairement dans les modèles.

III.2.1 Identifiabilité des modèles

L'étude préalable de l'identifiabilité des modèles dynamiques est essentielle tant du fait de la complexité des modèles que du manque de mesures disponibles. Ainsi, avant de se lancer dans une procédure d'optimisation des paramètres d'un modèle, il est nécessaire de déterminer si tous les paramètres vont être identifiables et, si ce n'est pas le cas, quels sont ceux que l'on pourra identifier. En effet, si la structure variable/paramètre n'est pas identifiable, c'est-à-dire, si nous ne pouvons pas trouver une valeur numérique unique pour chaque paramètre, l'optimisation paramétrique peut conduire vers plusieurs, voire une infinité de solutions.

Identifiabilité structurelle

La notion d'identifiabilité structurelle est liée à la possibilité de donner une valeur numérique unique à chaque paramètre du modèle mathématique. Elle est étudiée sous l'hypothèse de données expérimentales "parfaites". Dans le cas où le modèle n'est pas structurellement identifiable, cette étude permet de déterminer les combinaisons de paramètres qui sont a priori identifiables. S'il existe des relations directes reliant entre eux plusieurs paramètres, il est alors nécessaire de connaître les valeurs

numériques de certains paramètres afin d'en déduire les autres. L'étude de ces propriétés doit nous permettre de détecter, avant le recueil des données sur l'estimation des paramètres, les problèmes que l'on risque de rencontrer.

Pour les systèmes linéaires, l'identifiabilité structurelle est relativement bien définie et il existe de nombreux tests d'identifiabilité (méthode de transformation de Laplace, approche des matrices modales, ...) [11], [52], [33]. Par contre pour les systèmes dans lesquels les paramètres interviennent non linéairement, le problème est plus difficile à résoudre. Il existe tout de même des tests d'identifiabilité mais qui restent souvent complexes et lourds à mettre en œuvre, surtout si le nombre de paramètres est important.

Parmi ceux-ci, le test de l'identifiabilité par les séries de Taylor est basé sur le développement en séries de Taylor des mesures au temps $t = 0$ [29], [43], [63]. Cette méthode consiste à vérifier si les dérivées successives contiennent des informations sur les paramètres à identifier. L'objectif est ainsi d'exprimer les paramètres à identifier en fonction des mesures disponibles et de leurs dérivées successives. Autant sur des exemples simples cette méthode est facile à appliquer, autant, lorsque la complexité du modèle augmente en variables et paramètres, elle devient lourde à mettre en œuvre et le calcul des dérivées conduit à des expressions difficiles à manipuler. Cette technique, même avec l'aide d'un logiciel de calcul symbolique, est très fastidieuse à utiliser surtout si nous devons dériver les expressions à des ordres supérieurs à deux.

Une autre méthode pour analyser l'identifiabilité structurelle est de transformer le modèle non-linéaire en une représentation linéaire en les paramètres à identifier, et de regarder l'identifiabilité de cette dernière [29], [95]. Cette méthode a l'avantage, par rapport à la précédente, de nécessiter relativement peu de calculs. Mais elle est toujours très lourde à mettre en œuvre si le système initial se complique et si les mesures ne représentent pas directement les variables d'état du système.

Outre la structure du modèle elle-même, l'identifiabilité structurelle est fortement liée à l'équation d'observation. Afin de justifier de manière simple ce fait, considérons la phase d'hydrolyse de la digestion anaérobie. Pour ce faire, considérons le modèle suivant

$$\begin{cases} \dot{X} = \mu_{max} \frac{S}{S+K_s} X \\ \dot{S} = -\frac{\mu_{max}}{Y} \frac{S}{S+K_s} X \end{cases} \quad (\text{III.1})$$

et supposons que nous mesurons la somme des variables ($X + S$). Ce cas correspond exactement à la situation de l'hydrolyse pour laquelle, en mesurant la *DCO* particulière, on mesure à la fois un substrat solide S et la biomasse hydrolytique X . En notant DCO_p la somme de X et de S , et en additionnant les deux expressions du système (III.1), on obtient :

$$D\dot{C}O_p = \mu(1 - \frac{1}{Y})X$$

avec :

$$\mu = \frac{\mu_{max}S}{S + K_s}$$

On ne pourra donc identifier que le terme complet $(\mu(1 - \frac{1}{Y})X)$, qui, lorsque le système n'est pas en régime permanent, varie. Ainsi, on ne peut pas dissocier les divers paramètres de cette expression. Si par contre nous mesurons X et S , tous les paramètres du modèle (III.1) sont structurellement identifiables.

Identifiabilité pratique

Le problème de l'identification pratique repose principalement sur la qualité des données et les informations qu'elles contiennent. Les données disponibles doivent être suffisantes et d'assez bonne qualité pour que l'identification des paramètres du modèle conduise à des valeurs admissibles. Lorsque les paramètres sont très fortement corrélés, lorsque les mesures disponibles sont en nombre limité et lorsqu'elles sont entachées de bruits, l'unicité de la solution n'est plus garantie. Par exemple, la modification de l'un des paramètres peut être compensée proportionnellement par un autre tout en produisant un lissage satisfaisant entre les valeurs expérimentales et simulées.

Une méthode de test de l'identifiabilité pratique a été étudiée par Walter et Pronzato [96]. Cette méthode permet de savoir si une structure choisie est identifiable. Le principe est de choisir une valeur nominale p_0 de paramètres (en les tirant au hasard dans un ensemble de paramètres P), puis de simuler le modèle $M(p_0)$ avec une grande précision pour obtenir des données fictives y^f , afin de s'affranchir du bruit de mesure. Ensuite, il convient d'estimer p à partir de y^f en minimisant un critère quadratique sur l'erreur de sortie à l'aide d'une méthode du second ordre initialisée à $\hat{p}^0 = p_0$. Si \hat{p}^k reste stable en p_0 , le modèle M est structurellement localement identifiable. Si par contre l'estimateur est instable, cela peut signifier que M est structurellement non identifiable ou que l'on a tiré au hasard un point p_0 proche d'une région atypique. Il est alors recommandé de tirer d'autres p_0 pour trancher.

Cette méthode permet de s'affranchir du bruit de mesure, c'est-à-dire de la qualité des données expérimentales. Mais elle peut aussi servir à déterminer l'influence de la quantité des mesures. La fréquence des mesures effectuées au cours de l'expérimentation peut influencer l'identifiabilité du modèle. En effet, si très peu d'échantillons, pour une même mesure, sont relevés, la structure risque de ne pas être identifiable (plusieurs courbes peuvent passer par les mêmes points). Par contre si nous augmentons la fréquence des mesures, le modèle peut devenir identifiable.

III.2.2 Identification des paramètres des modèles

Les paramètres pouvant être identifiés ayant été exhibés de par l'étude de l'identifiabilité du modèle, l'identification proprement dite peut être entreprise, à partir d'une campagne de mesures sur le site expérimental. D'un point de vue général, l'identification des paramètres de modèles non-linéaires se fait par des méthodes itératives d'essais-erreurs, en minimisant à chaque itération une fonction coût représentant l'écart entre les sorties mesurées du processus et les sorties du modèle (figure III.1) :

1. les paramètres du modèle sont fixés à des valeurs initiales arbitraires, mais admissibles.
2. le modèle bilans-matières est simulé afin de reconstruire les mesures disponibles à chaque date de mesures.
3. l'écart ε_i entre résultats expérimentaux et simulés est calculé à chaque date de mesures T_i afin d'obtenir le vecteur $\varepsilon = [\varepsilon_1 \ \cdots \ \varepsilon_m]^T$, où m est le nombre de mesures.
4. les valeurs des paramètres du modèle sont modifiées de manière à minimiser une certaine fonction d'erreur $f(\varepsilon)$ (fonction coût), généralement quadratique, et on retourne à l'étape 2.

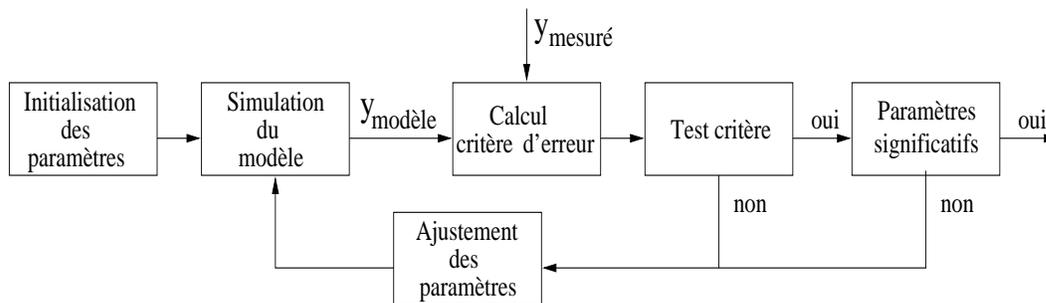


FIG. III.1 – Processus itératif d'identification des paramètres

La minimisation de la fonction coût est un problème d'optimisation non linéaire, pour lequel diverses méthodes ont été appliquées avec succès dans le cadre des procédés biochimiques. Citons à titre d'exemples :

- les techniques séquentielles, en particulier la méthode du Simplexe de Nelder et Mead [58], qui utilisent des formes géométriques pour explorer la surface d'optimisation [80], [37], [81]...
- les méthodes de gradient basées sur les dérivations partielles de la fonction à minimiser par rapport aux paramètres recherchés. La méthode de Levenberg et Marquardt [54] a ainsi donné lieu à de nombreuses applications [78], [43], [59], [19]*...

Même si cela n'apparaît pas toujours clairement dans les applications que nous avons traitées, cette phase d'identification des paramètres relatifs aux cinétiques de croissance et aux rendements représente la première étape du contrôle des processus étudiés. Citons toutefois les thèses de S. Bourrel [18]¹ et de S. Julien [48], ainsi que les mémoires de fin d'études CNAM de C. Armaing [6] et de F. Gérin [36] qui consacrent une partie de leur rapport à ce problème.

III.2.3 Sensibilité des modèles aux paramètres

L'étude de l'identification des paramètres des modèles bilans-matières ne saurait être complète sans une évaluation de la sensibilité des modèles aux paramètres, aux entrées ou aux conditions initiales. Il existe quelques méthodes analytiques, en particulier les travaux de Tomović [91], qui permettent d'exprimer la sensibilité d'une fonction à ses paramètres en construisant des équations de sensibilité dans lesquelles apparaissent les dérivées partielles de la fonction par rapport à ses paramètres. Ces méthodes sont malheureusement très lourdes à mettre en œuvre, et l'étude se fait généralement par simulation numérique en comparant les comportements du système en fonction des valeurs des paramètres. Les conclusions sont très fortement liées à la structure du système, et il paraît difficile de faire une analyse exhaustive de la sensibilité aux paramètres. Cette étude, même partielle, reste cependant indispensable tant pour établir des plans d'expérimentation en vue du calibrage du modèle que pour déterminer les paramètres à identifier et les méthodes d'identification appropriées.

III.3 Réduction de la complexité des modèles

III.3.1 Modèle de connaissance versus modèle d'action

La nécessité de réduire les modèles traduit la différence entre modèle de connaissance et modèle d'action. En effet, même si aucun modèle n'est capable de donner une description parfaite de la dynamique d'un système, un modèle de connaissance peut être relativement complexe, du fait du nombre de variables qui le composent, du nombre de paramètres utilisés ou du fait de sa structure elle-même (équations différentielles non-linéaires, équations aux dérivées partielles...). Or les étapes d'identification, et plus encore de test de l'identifiabilité du modèle, ou de commande, demandent des efforts d'autant plus considérables que le modèle est complexe. La réduction de la complexité conduit alors aux modèles d'action, compromis entre simplicité du modèle et précision souhaitée de la simulation numérique par rapport à la réalité.

¹Sylvie Bourrel, Christophe Armaing et François Gérin réapparaîtront dans la Cinquième partie de ce rapport concernant les mémoires et diplômes dirigés.

Deux grandes classes de méthodes de simplification peuvent être définies. La première classe de méthodes concerne la réduction de l'ordre du modèle, ou le découplage des variables, sans modifier le type de modèle. Dans cette classe, la méthode des perturbations singulières permet de réduire le nombre de variables d'état, et donc d'équations différentielles, lorsque des dynamiques différentes sont mises en évidence.

La deuxième classe de méthodes a pour principe d'effectuer sur le modèle de base des simplifications d'ordre structurel, correspondant à une modification du type de modèle utilisé. On trouve dans cette classe les méthodes de linéarisation et de transformation de systèmes d'équations aux dérivées partielles en équations différentielles ordinaires.

III.3.2 Réduction basée sur des considérations physiques

La méthode des perturbations singulières permet de réduire l'ordre d'un système lorsque certaines variables d'état évoluent plus rapidement que les autres. Le principe consiste à décomposer le système en trois sous-systèmes :

- le sous-système rapide, pour lequel la dynamique des variables est plus rapide que celle des autres sous-systèmes. Ces variables atteignent très rapidement leur régime permanent, leur dérivée s'annule, et le sous-système peut être remplacé par un système d'équations algébriques ;
- le sous-système lent, dans lequel les variables évoluent suffisamment lentement (par rapport aux autres sous-systèmes) pour être remplacées par des constantes ;
- le sous-système moyen, qui regroupe les variables de constantes de temps intermédiaires, et qui ne sont pas modifiées.

Par ailleurs, des considérations physiques peuvent aussi permettre de réduire le nombre de variables et de paramètres considérés. En particulier, le modèle relativement général décrit par l'IAWQ pour représenter les procédés de traitement biologique à boues activées (conférer la section II.4.3) est généralement simplifié en fonction du support expérimental, de l'objectif du modèle et des mesures disponibles [46]. Par exemple :

- les matières organiques inertes solubles et particulaires, qui n'interviennent pas dans les équations différentielles des autres variables, peuvent être omises lorsque l'on ne mesure pas de DCO (demande chimique en oxygène) [48] ;
- les expressions de type Monod exprimant les limitations de croissance en l'absence d'un composé peuvent être remplacées par des constantes, lorsque l'on

est sûr que ce composé ne fera pas défaut [34].

III.3.3 Simplification d'ordre structurel

D'un point de vue structurel, le principal problème provient de la modélisation de certains procédés sous la forme d'équations différentielles aux dérivées partielles, décrivant les variations temporelles et spatiales des variables d'état. En effet, même s'il existe quelques outils permettant de manipuler ces modèles, ils restent cependant limités et lourds à mettre en œuvre. Un moyen de contourner ces difficultés consiste ainsi à déterminer des modèles approchés par application de méthodes d'approximation.

Méthodes par discrétisation de l'espace

Les méthodes par discrétisation de l'espace (différences finies, éléments finis) conduisent généralement à des solutions très précises mais au prix d'un très grand nombre d'équations dynamiques à résoudre. Il convient toutefois de noter que, lorsque l'on ne cherche pas à simuler de manière fine le procédé mais simplement à obtenir une représentation mathématique approchée de son fonctionnement, le nombre d'éléments de discrétisation de l'espace peut être relativement réduit. Ainsi, concernant le biofiltre dénitrifiant décrit dans le paragraphe II.4.4, nous avons montré que le modèle à paramètres répartis était reproduit de façon toute à fait correcte par la simulation d'un modèle réduit constitué d'équations différentielles ordinaires représentant une trentaine de réacteurs infiniment mélangés en série dans lesquels s'effectuerait la même réaction biologique [61]. On obtient alors, pour chaque étage i , les équations d'état dérivées des bilans-matières. Si l'on considère (vérifié par les expériences) que la concentration en micro-organismes reste égale à sa valeur maximale $X_{a \max}$, même en phase transitoire, on ne considère que les trois équations différentielles relatives aux nitrate, nitrite et à l'éthanol dans chaque étage :

$$\left\{ \begin{array}{l} \dot{S}_{NO_3^- i} = -\frac{k_1 - 1}{\epsilon \alpha_1} \mu_{NO_3^- i} X_{a i} + (S_{NO_3^- i-1} - S_{NO_3^- i}) D_i \end{array} \right. \quad (\text{III.2})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \dot{S}_{NO_2^- i} = \left(\frac{k_1 - 1}{\epsilon \alpha_1} \mu_{NO_3^- i} - \frac{k_2 - 1}{\epsilon \alpha_2} \mu_{NO_2^- i} \right) X_{a i} + (S_{NO_2^- i-1} - S_{NO_2^- i}) D_i \end{array} \right. \quad (\text{III.3})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \dot{S}_{Si} = -\left(\frac{k_1}{\epsilon} \mu_{NO_3^- i} + \frac{k_2}{\epsilon} \mu_{NO_2^- i} \right) X_{a i} + (S_{Si-1} - S_{Si}) D_i \end{array} \right. \quad (\text{III.4})$$

avec $X_{a i}$ la concentration en micro-organismes égale, pour chaque étage i , à sa valeur maximale $X_{a \max}$. $S_{NO_3^- 0} = S_{NO_3^- in}$ est la concentration en nitrate à l'entrée du biofiltre. $S_{NO_2^- 0} = S_{NO_2^- in} = 0$ est la concentration en nitrite à l'entrée du biofiltre. Enfin, $S_{S0} = S_{Sin}$ est la concentration en carbone énergétique à l'entrée du biofiltre.

Le taux de dilution D_i d'un étage i correspond au rapport du débit d'alimentation F sur le volume de l'étage V_i . Le volume V_i est une fraction du volume total correspondant à la hauteur de colonne h_i associée à l'infiniment mélangé i . Le volume total de liquide V correspond au produit du volume total de la colonne (hauteur (L) \times section(a)) et de la porosité supposée constante ϵ . On obtient finalement pour le taux de dilution de l'étage i la formule suivante :

$$D_i = \frac{F}{L \times a \times \epsilon \times h_i} \quad (\text{III.5})$$

Le taux de dilution D_i dépend donc de la hauteur considérée h_i pour chaque infiniment mélangé, c'est-à-dire du nombre de réacteurs décrivant le biofiltre.

Notons finalement que, si l'on s'intéresse surtout à l'aspect commande et non plus à l'aspect simulation, l'approximation du biofiltre par quelques réacteurs infiniment mélangés en série est suffisante.

On peut voir sur les figures III.2 à III.5 l'influence du nombre de bioréacteurs utilisés pour simuler le fonctionnement du biofiltre. La figure III.2 représente les concentrations de nitrate, nitrite et éthanol en régime permanent, en divers points du biofiltre, pour différentes discrétisations. La ligne continue correspond au cas où 32 réacteurs infiniment mélangés sont utilisés, les symboles o et $+$ représentent les approximations par respectivement 5 et 2 infiniment mélangés. Enfin le symbole $*$ représente les valeurs obtenues par la méthode de collocation orthogonale (conférer paragraphe suivant).

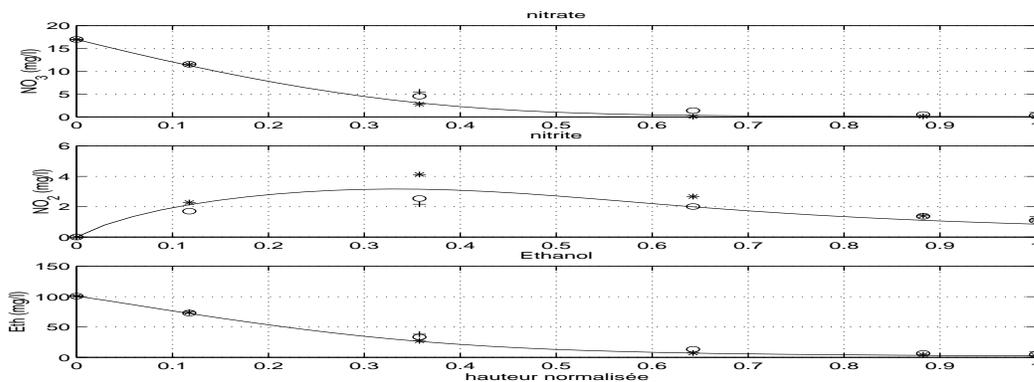


FIG. III.2 – Etat d'équilibre du biofiltre selon la méthode de réduction (— : 32 infiniment mélangés (IM) ; o : 5 IM ; $+$: 2 IM ; $*$: 5 points de collocation.

Les figures III.3 à III.5 représentent les réponses transitoires en différents points (normalisés) de la colonne pour différentes discrétisation.

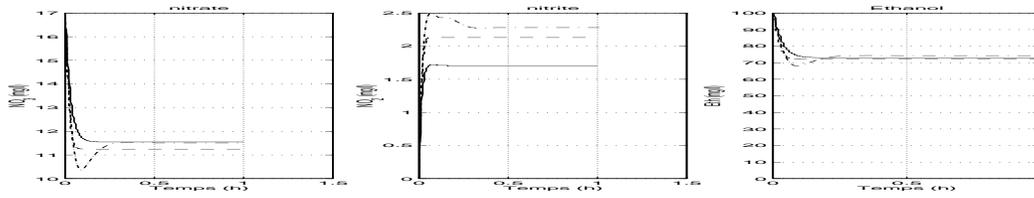


FIG. III.3 – Réponse transitoire à la hauteur normalisée $h = 0.12m$. — : 5 infiniment mélangés (IM); - - : 32 IM; - . : 5 points de collocation.

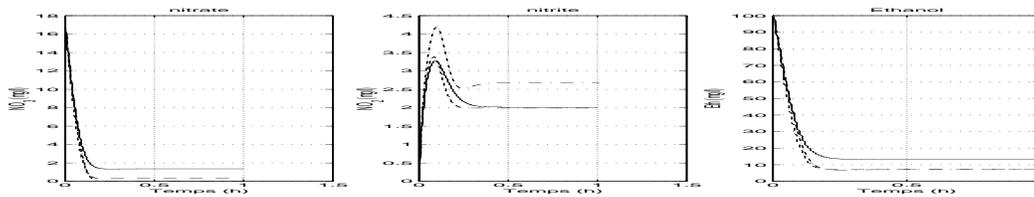


FIG. III.4 – Réponse transitoire à la hauteur normalisée $h = 0.64m$. — : 5 infiniment mélangés (IM); - - : 32 IM; - . : 5 points de collocation.

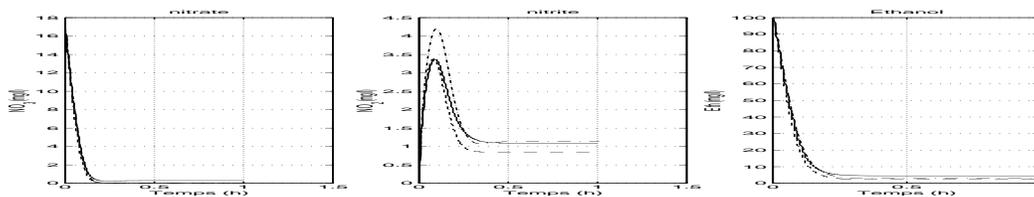


FIG. III.5 – Réponse transitoire à la hauteur normalisée $h = 1m$. — : 5 infiniment mélangés (IM); - - : 32 IM; - . : 5 points de collocation.

Méthodes d'approximation fonctionnelle

Les méthodes d'approximation fonctionnelle, telles que les méthodes des fonctions propres ou des résidus pondérés permettent, quant à elles, d'obtenir des solutions précises tout en maintenant une dimension réduite de l'état. Elles sont cependant plus difficiles à maîtriser, et le choix des paramètres qui les composent (ordre de troncature, fonctions de base...) influe fortement sur la qualité de la solution [18].

La méthode de collocation par points appartient à la famille des méthodes de résidus pondérés, et nécessite le choix de trois paramètres :

- le nombre de points de collocation,
- la position des points de collocation,
- les fonctions de base permettant de reconstruire la solution (polynômes d'interpolation de Lagrange dans le cas de la collocation orthogonale).

Nous avons mis en œuvre cette méthode avec succès sur le biofiltre dénitrifiant [19]*, permettant entre autres d'obtenir des résultats comparables avec les méthodes par différences finies [61]. Les résultats obtenus en considérant cinq points de collocation ont été présentés sur les figures III.3 à III.5.

III.3.4 Linéarisation

Les modèles non-linéaires obtenus à partir des bilans-matières peuvent, dans certains cas, être linéarisés autour d'un point de fonctionnement correspondant à un régime permanent du système. C'est en particulier possible dans le cas des fermentations à alimentation continue et à volume constant, pour lesquelles nous avons pu proposer et manipuler des modèles linéarisés [90], [70].

Cependant, ce point d'équilibre correspond à des conditions de fonctionnement données, et il varie au fur et à mesure que les conditions d'alimentation changent (concentration et débit de matière polluante à l'entrée du réacteur biologique). Ainsi, le point d'équilibre a une existence surtout théorique, et le système est linéarisé autour d'un point de fonctionnement correspondant à des conditions "moyennes" d'alimentation.

Selon la complexité des modèles considérés, le point d'équilibre peut être déterminé analytiquement ou numériquement par simulation. Considérons à titre d'exemple le modèle d'une fermentation continue décrit dans le chapitre II :

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = \mu X - DX \\ \frac{dS}{dt} = -\frac{\mu}{Y} X + D(S_{in} - S) \end{cases} \quad (\text{III.6})$$

avec μ décrit classiquement par le modèle de Monod (II.5). Les points d'équilibre de ce système sont donnés, pour des conditions d'alimentation fixées (\tilde{D} , S_{in}) par :

$$\begin{aligned} \tilde{\mu} &= \tilde{D} \\ \tilde{X} &= Y(S_{in} - \tilde{S}) \end{aligned} \quad (\text{III.7})$$

Remarque III.1 : *L'état d'équilibre correspondant à $X = 0$, $S = S_{in}$ ne présente aucun intérêt et nous supposons toujours que nous restons localement autour du point d'équilibre (III.7).*

Le modèle de Monod permet donc d'obtenir directement le point d'équilibre du substrat \tilde{S} . On peut d'ailleurs constater que \tilde{S} ne dépend pas de la concentration d'alimentation S_{in} (contrairement au régime transitoire bien sûr).

Remarque III.2 : *Dans le cas où μ est décrit par le modèle de Haldane, on obtient deux valeurs \tilde{S} racines de l'équation $\tilde{\mu} = \tilde{D}$. On peut montrer que, compte tenu des valeurs numériques associées aux paramètres cinétiques et aux conditions*

d'alimentation, la valeur la plus élevée correspond à un point d'équilibre instable (le système part sur le point d'équilibre $(X = 0, S = S_{in})$). Cette valeur présente d'ailleurs moins d'intérêt pratique puisque l'on souhaite généralement maintenir de faibles concentrations de substrat résiduel. Dans certains cas cependant, lorsque la concentration en substrat résiduel associée au mode stable est trop proche de 0 et le pic sur la courbe $\mu(S)$ très prononcé (cas d'un substrat très toxique comme le phénol par exemple), on pourra préférer travailler au point d'équilibre instable, permettant d'obtenir un système en boucle fermée moins sensible aux perturbations (moins de risque de se trouver en limitation).

Par un simple développement en série de Taylor, et en considérant que le taux de dilution peut être modifié, on peut établir un modèle linéaire qui approxime le comportement du système autour de \tilde{X}, \tilde{S} :

$$\dot{x} = \begin{bmatrix} 0 & \left(\frac{\partial \mu}{\partial S}\right) \tilde{X} \\ -\frac{\tilde{\mu}}{\tilde{Y}} & -\tilde{\mu} - \left(\frac{\partial \mu}{\partial S}\right) \frac{\tilde{X}}{\tilde{Y}} \end{bmatrix} x + \begin{bmatrix} -\tilde{X} \\ \frac{\tilde{X}}{\tilde{Y}} \end{bmatrix} u \quad (\text{III.8})$$

$$\text{avec } x = \begin{bmatrix} X - \tilde{X} \\ S - \tilde{S} \end{bmatrix}, \quad u = D - \tilde{D}$$

La figure III.6 compare la réponse temporelle du système non-linéaire et de son équivalent linéarisé autour du point d'équilibre. Il est clair que si on initialise les concentrations en biomasse et substrat loin du point d'équilibre, le régime transitoire du système linéaire s'éloigne de celui du système non-linéaire. C'est en particulier vrai dans le cas où la concentration initiale en biomasse est très inférieure à la valeur d'équilibre vers laquelle le système converge.

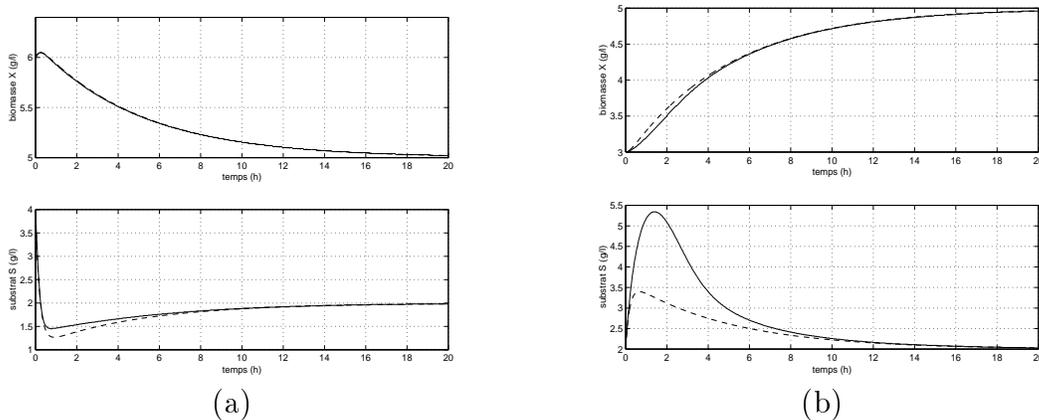


FIG. III.6 – Comparaison des modèles linéaire (tirets) et non-linéaire (traits pleins) pour différentes conditions initiales

Nous avons pu étendre cet exemple simple au cas de modèles plus complexes de nitrification [74]*, de méthanisation ... Dans le cas d'un biofiltre discrétisé par

une succession d'infiniment mélangés, le point d'équilibre, associé à des conditions d'alimentation données du premier réacteur de la série, ne peut être déterminé analytiquement qu'au prix de lourds calculs, mais la linéarisation ne pose pas de problème dans son principe [65].

Un autre aspect lié à la linéarisation du procédé physique concerne l'étude des problèmes de commandabilité et d'observabilité de ces systèmes. Ainsi, si l'on considère le modèle linéarisé précédent (III.8), nous pouvons aisément montrer que le système n'est pas complètement commandable, car il y a une simplification du mode lent (égal au taux de croissance). Dans l'optique du contrôle d'une unité pilote, nous avons montré que le choix des capteurs et des actionneurs peut alors en partie être géré grâce à ce type d'étude préalable [70]. En effet, un choix judicieux des capteurs et actionneurs (et de leur position dans le cas des systèmes à paramètres répartis) peut permettre non seulement de lever d'éventuels problèmes d'observabilité et/ou de commandabilité, mais aussi d'accroître les performances de la boucle fermée. Enfin, la linéarisation peut être intégrée dans une approche systématique de réduction des modèles bilans-matières, en séparant les modes lents des modes rapides [85].

III.4 Modèles linéaires

III.4.1 Modèles linéaires issus des bilans-matières

L'utilisation de modèles simplifiés (réduction, linéarisation) se traduit par des incertitudes, généralement de type polytopique, sur les paramètres des matrices dynamiques de la représentation d'état, et par des perturbations additives liées aux erreurs sur les points d'équilibre et aux dynamiques négligées. En effet, comme nous l'avons précisé dans le paragraphe précédent, le point d'équilibre correspond à des conditions de fonctionnement données, et est donc soumis à des variations au même titre que les éléments des matrices dynamiques du modèle linéaire lorsque les conditions de fonctionnement évoluent. On obtient ainsi des modèles linéaires incertains avec perturbations de la forme :

$$\dot{x} = A(\theta)x + B_2(\theta)u + B_1w_p \quad (\text{III.9})$$

dans lesquels A et B_2 sont les matrices dynamiques et d'entrée dépendant du vecteur de paramètres θ , et w_p est un vecteur de perturbation additive correspondant aux bruits, aux dynamiques négligées et aux variations des paramètres. Dans ce dernier cas, B_1 correspond d'ailleurs plutôt à une matrice d'entrée non commandée.

Reprenons l'exemple du paragraphe précédent. Nous considérons à présent que la concentration de substrat en entrée S_{in} varie autour d'une concentration nominale \tilde{S}_{in} entre deux bornes :

$$-\Delta S_{in}^{max} \leq S_{in} - \tilde{S}_{in} \leq \Delta S_{in}^{max}, \quad \Delta S_{in}^{max} > 0.$$

Ces variations de S_{in} affectent la linéarisation à la fois par un terme supplémentaire traduisant les variations de point d'équilibre et par des variations des matrices dynamiques et d'entrée, qui sont calculées au point d'équilibre. En notant \tilde{X} et \tilde{S} le point d'équilibre nominal obtenu pour les conditions d'alimentation nominales \tilde{D} , \tilde{S}_{in} , le modèle linéarisé s'écrit :

$$\dot{x} = \begin{bmatrix} 0 & (\frac{\partial \mu}{\partial S})\tilde{X} + (\frac{\partial \mu}{\partial S})Y\theta \\ -\frac{\tilde{\mu}}{\tilde{Y}} & -\tilde{\mu} - (\frac{\partial \mu}{\partial S})\frac{\tilde{X}}{\tilde{Y}} - (\frac{\partial \mu}{\partial S})\theta \end{bmatrix} x + \begin{bmatrix} -\tilde{X} - Y\theta \\ \frac{\tilde{X}}{\tilde{Y}} + \theta \end{bmatrix} u + \begin{bmatrix} 0 \\ D\Delta S_{in}^{max} \end{bmatrix} w_p \quad (\text{III.10})$$

avec $\theta = \Delta S_{in}$ un paramètre compris entre deux bornes $-\Delta S_{in}^{max}$ et $+\Delta S_{in}^{max}$, et w_p l'entrée de perturbation normalisée correspondant à $\frac{\Delta S_{in}}{\Delta S_{in}^{max}}$. On obtient ainsi un modèle de la forme (III.9), dans lequel les matrices $A(\theta)$ et $B_2(\theta)$ appartiennent à des polytopes de matrices sommets.

Que ce soit dans ce cas simple ou dans des cas plus complexes, tels que la linéarisation du modèle approché par des réacteurs infiniment mélangés d'un biofiltre dénitrifiant [74]*, nous pouvons donc transformer, dans de nombreux cas, les modèles issus des bilans-matières en des modèles linéaires avec incertitudes polytopiques et perturbations additives. La problématique de la commande robuste trouve ainsi naturellement un champ d'application dans la commande de ces procédés biologiques. Les imprécisions et variations de divers paramètres peuvent en effet être prises en compte lors de la conception et de la mise en œuvre de lois de commande. Le problème de commande peut s'exprimer par exemple sous la forme d'un rejet de la perturbation w_p (conférer le chapitre IV).

III.4.2 Modèles linéaires entrée-sortie

Dans certains cas, on pourra préférer représenter directement le processus par un transfert entrée-sortie, dont l'ordre est choisi de manière à représenter correctement les dynamiques du système sans trop augmenter la complexité du modèle, et dont les paramètres évoluant dans le temps sont estimés en ligne. On considère le plus souvent des modèles dérivés de la forme classique ARMA.

Ce type de modèle a été particulièrement utilisé dans le contexte de la commande adaptative, éventuellement en le complétant par des composantes non-linéaires paramétriques telles que le modèle d'Hammerstein [97], [77].

Ces modèles entrée-sortie permettent de représenter simplement des processus physiques complexes, mais il est bien clair que les paramètres intervenant dans ces modèles perdent toute signification physique. Ils permettent cependant de mieux évaluer les caractéristiques des processus en termes de dynamique, stabilité, singularités...

L'identification des paramètres de ces modèles entrée-sortie sans signification physique peut cependant poser des problèmes de cohérence. En effet, lors de l'application de divers algorithmes de commande adaptative sur un procédé de fermentation alcoolique continu [76], nous avons obtenu des résultats relativement différents d'une expérience à l'autre, bien que les conditions opératoires aient été les mêmes. Nous considérons un modèle du deuxième ordre avec un zéro, ce qui correspond au modèle bilans-matières (III.6). Pour nos conditions opératoires, nous avons pu déterminer les valeurs des paramètres cinétiques suivantes :

$$\mu_{max} = 0.3h^{-1}, \quad K_s = 5g/l, \quad Y = 0.07, \quad S_{in} = 105g/l.$$

En considérant le modèle linéarisé (III.8) puis discrétisé avec une période d'échantillonnage de 10 minutes (période de mesure en ligne de la concentration en glucose par un YSI automatisé [68]), nous obtenons pour des taux de dilution variant entre 0.05 et 0.17 h^{-1} les pôles suivants :

$$p_1 \in [0.99 ; 0.97] \quad p_2 \in [0.28 ; 0.81]$$

et le zéro s'annule avec le pôle p_1 . Par identification en ligne des paramètres du modèle polynomial, et en ne considérant que les valeurs obtenues après gel de l'estimation, nous avons le plus souvent retrouvé le mode lent proche du cercle unité, mais beaucoup plus de variations sur le deuxième pôle (toujours stable, mais souvent négatif). Il est même arrivé que l'estimation soit gelée sur des pôles complexes conjugués, ce qui n'est pas cohérent avec la réalité. Concernant le zéro, les résultats obtenus n'avaient pas grande signification car suivant les expériences, il pouvait varier assez largement (jusqu'à + ou -200), et se trouvait rarement dans le cercle unité.

Ainsi, même si ce type d'approche présente des avantages indéniables, on préférera, lorsque cela est possible, prendre en compte le modèle bilans-matières pour lequel les paramètres ont une signification physique.

III.5 Mesures et observation

Pour compléter le modèle espace d'état décrivant les réactions biologiques, il manque l'expression de l'équation d'observation :

$$y = h(x)$$

Les capteurs permettant de mesurer en ligne les variables d'état sont en nombre très limité, coûtent très chers, et demandent généralement des opérations de maintenance quotidiennes. La nécessité d'instrumenter les réacteurs biologiques nous a ainsi conduit à participer à la conception de capteurs (conférer chapitre I).

Cependant, la plupart des capteurs disponibles n'offrant que des mesures indirectes et partielles des réactions étudiées, il nous a été nécessaire de mettre en œuvre des observateurs permettant de reconstruire les variables pertinentes, par l'utilisation d'identification récursive et d'estimation conjointe des paramètres et des variables non mesurables [19]*, ou par la construction d'observateurs de type Kalman [53], [71]*.

Bien que ce problème de l'observation tienne une place très réduite dans ce rapport, il n'en demeure pas moins un problème essentiel de l'Automatique pour les Bioprocédés. Au delà de l'objectif global qui est d'estimer les variables d'état non mesurées, les observateurs se doivent de prendre en compte les incertitudes de modélisation et les perturbations. L'estimation conjointe de l'état et de certains paramètres des modèles a longtemps été la direction de recherche principale sur le sujet [9], [17], [13]. Une autre voie est apparue plus récemment qui prend en compte dès la conception les incertitudes au travers des observateurs à intervalles [38]. Nous reviendrons sur ce problème dans nos prospectives de recherche.

III.6 Conclusion

Avant d'aborder la commande des procédés biologiques, ce chapitre avait pour but de montrer comment nous pouvons transformer les modèles bilans-matières décrivant les procédés afin de les rendre plus facilement manipulables à des fins de commande.

Un aspect important de l'analyse concernait en particulier l'identification des paramètres physiques qui composent ces modèles, et les problèmes d'identifiabilité associés à leur structure, et surtout à la qualité et quantité de mesures disponibles.

Chapitre IV

Contrôle des réactions biologiques

Ce chapitre est dédié aux principaux résultats que nous avons obtenus à propos de la commande de procédés biotechnologiques. Différentes approches ont été envisagées en fonction des objectifs à réaliser.

IV.1 Introduction

Ce chapitre traite de la commande des procédés auxquels nous nous sommes intéressés dans les chapitres précédents. Ainsi, après les avoir décrits, analysé leur comportement et leurs propriétés, défini les objectifs de commande, nous pouvons à présent aborder l'aspect commande. La problématique de la commande des bioprocédés relève de la commande des procédés non-linéaires, non stationnaires, présentant des retards importants et soumis à de nombreuses perturbations en entrée [39].

Nous montrerons d'abord que, même dans le cas où l'objectif global s'exprime sous forme d'un problème d'optimisation, nous pouvons généralement aborder le problème de commande des procédés biotechnologiques comme un problème de régulation.

Nous montrerons par la suite que, compte tenu des spécificités des modèles décrivant les procédés étudiés, les méthodologies de commande se doivent de prendre en compte les incertitudes et variations de paramètres, les perturbations externes et les contraintes sur les états et les commandes.

Les approches présentées dans ce chapitre seront illustrées au travers de quelques exemples d'applications (données expérimentales ou simulées selon les cas).

IV.2 Optimisation et commande des procédés semi-continus

IV.2.1 Optimisation du fonctionnement

Autant lorsque les procédés sont à alimentation et soutirage continu (volume constant) le problème de commande s'exprime directement en terme de régulation ou de poursuite d'une consigne sur la concentration en substrat, autant dans le cas des systèmes à alimentation discontinue (fedbatch, conférer le paragraphe II.4.2), le problème est avant tout un problème d'optimisation. En effet, dans ce dernier cas, il s'agit d'apporter le substrat au fur et à mesure des besoins, de manière à assurer une consommation du substrat ou une production de métabolites maximales en temps minimal [47]. De très nombreux travaux ont traité de ce problème de commande des procédés semi-continus par application du principe du Maximum de Pontryagin bien sûr [44], [42], [92], mais aussi du principe d'optimisation de Green [60] ou de la programmation dynamique [31]. Dans tous ces travaux, la variable d'action considérée est le débit d'alimentation en substrat, ce qui permet de s'affranchir du problème de singularité rencontré dans le cas où la variable d'action est la vitesse d'alimentation.

Considérons le problème de commande optimale d'un procédé semi-continu. Selon que l'objectif global est d'optimiser la quantité de substrat consommé en temps minimal (cas de l'élimination d'un déchet) ou la production d'un métabolite, nous pouvons écrire le critère d'optimisation global sous la forme :

- cas de l'élimination d'un déchet [72]

$$J = \alpha \int_0^{t_f} S_{in} Q_{in}(\tau) d\tau - \beta S_f V_s + \gamma S_0 V_0 - \delta \int_0^{t_f} d\tau \quad (\text{IV.1})$$

- cas de la production d'un métabolite [66]*

$$J = \alpha P_f V_f - \beta S_f V_s + -\gamma \int_0^{t_f} d\tau \quad (\text{IV.2})$$

α , β , γ et δ sont des coefficients de pondération, $S_0 V_0$ est la quantité de substrat initialement présente dans le réacteur, $S_f V_f$ est la quantité de substrat résiduelle (généralement égale à zéro) et $P_f V_f$ est la quantité de métabolite produit à l'instant final t_f .

Nous avons montré que, sous l'hypothèse d'un rendement constant entre croissance et production, le problème d'optimisation de type temps minimal sous contraintes peut être transformé en un problème de maximisation d'un critère d'optimisation local associé à la consommation de substrat. Finalement, nous pouvons le transformer en un simple problème de régulation de la concentration de substrat par action du débit d'alimentation [67], [72]. Même si la régulation ne fournit pas une solution optimale, son avantage est de maintenir le système dans des conditions opératoires favorables, et ce en dépit de perturbations pouvant l'affecter, assurant ainsi la sûreté de fonctionnement du procédé [22].

IV.2.2 Commande de procédés semi-continus

Afin d'illustrer notre propos, nous présentons dans ce paragraphe le contrôle d'un procédé fedbatch de biodégradation du phénol décrit dans le chapitre II. A partir du modèle bilans-matières décrit précédemment, et sous l'hypothèse de rendements constants entre la croissance de *Ralstonia Eutropha*, la consommation de phénol S et la production du co-métabolite 2 - *hms*, nous avons transformé le problème d'optimisation en un problème de régulation de la concentration de phénol à la valeur pour laquelle le taux de croissance μ (et donc le taux de consommation $\nu_s = \frac{\mu}{Y_{x/s}}$) est maximisé. Le taux de croissance sur le phénol, substrat fortement toxique, est décrit par le modèle d'Haldane (II.6), et la valeur de S qui optimise le taux de croissance est donnée par :

$$S_{opt} = \sqrt{K_s K_i} \quad (\text{IV.3})$$

μ_{max}	K_s	K_i	$Y_{x/s}$	α_0	α_1
0.41	0.002	0.35	0.68	-0.085	13

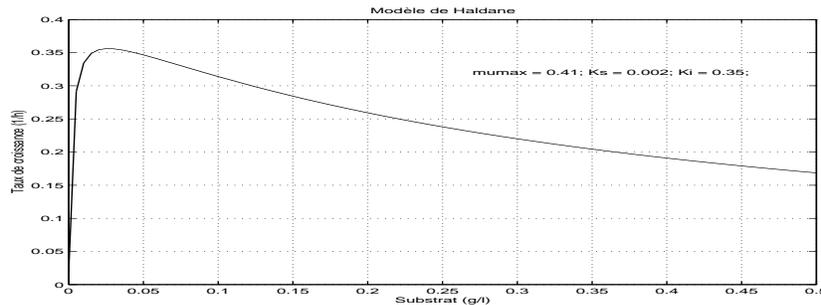
TAB. IV.1 – Paramètres cinétiques de *R. eutropha* - croissance sur phénol

En pratique, pour les paramètres du modèle identifiés sur des expériences préalables [71]* et donnés dans le tableau IV.1, la valeur optimale de S est :

$$S_{opt} = 0.026g/l$$

ce qui correspond à un taux de croissance optimal de $0.36h^{-1}$. Cependant, compte tenu de la forme de la fonction $\mu(S)$ tracée sur la figure IV.1, la consigne de régulation est ramenée à :

$$S^* = 0.1g/l$$

FIG. IV.1 – Modèle de Haldane - $\mu(S)$

correspondant à un taux de croissance sous-optimal de $0.31h^{-1}$, bien plus facile à contrôler car plus éloigné de la zone critique de limitation. En effet, indirectement, la consigne sur la concentration de substrat est en fait une consigne sur le taux de croissance. Si la consigne est fixée au μ_{opt} , une diminution du taux de croissance peut provenir soit d'une limitation ($S < S_{opt}$) soit d'une inhibition ($S > S_{opt}$). Sachant que le substrat n'est pas mesuré mais estimé en ligne, les perturbations peuvent amener facilement à interpréter de façon erronée une diminution du taux de croissance.

Plusieurs expériences ont été réalisées sur le pilote instrumenté décrit sur la figure IV.2, avec un contrôleur de type PI et un observateur de type filtre de Kalman étendu pour reconstruire la concentration en substrat. Deux cas ont été évalués :

- (a) régulation de S estimé à partir de la mesure de la coloration du milieu de culture ;
- (b) régulation de S estimé à partir de la mesure de la concentration en oxygène dissous.

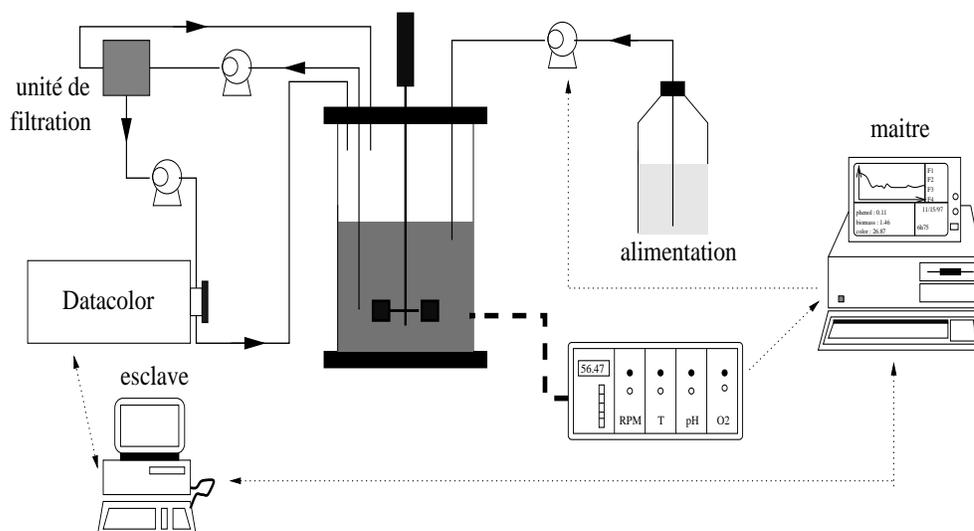


FIG. IV.2 – Pilote fedbatch expérimental pour la biodégradation du phénol

Les résultats expérimentaux associés à ces deux cas sont tracés respectivement sur les figures IV.3 et IV.4.

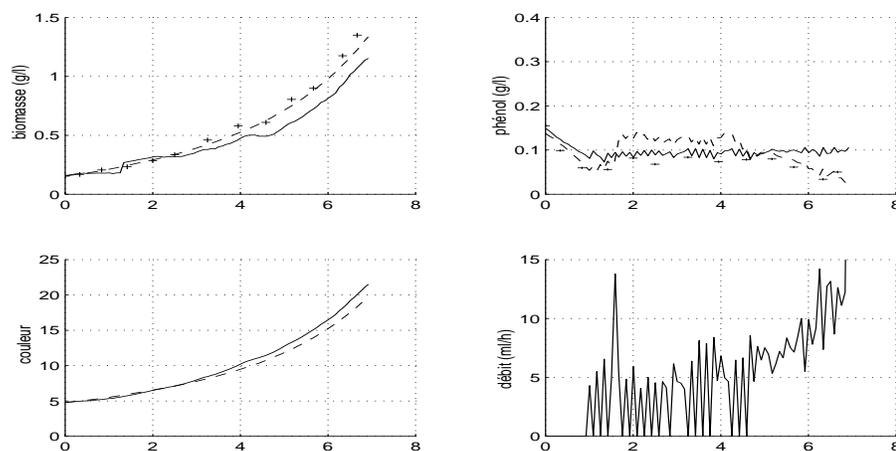


FIG. IV.3 – Résultats expérimentaux - Mesure de la couleur. + : mesures hors-ligne. lignes continues : variables mesurées (couleur, débit) et observées (biomasse, phénol). tirets : variables simulées

Le principal intérêt de ce travail a été de montrer que la commande en boucle fermée d'un procédé semi-continu au substrat fortement toxique et non mesuré en ligne permettait d'obtenir de meilleures productivités que les autres systèmes de biodégradation du phénol décrits dans la littérature [53].

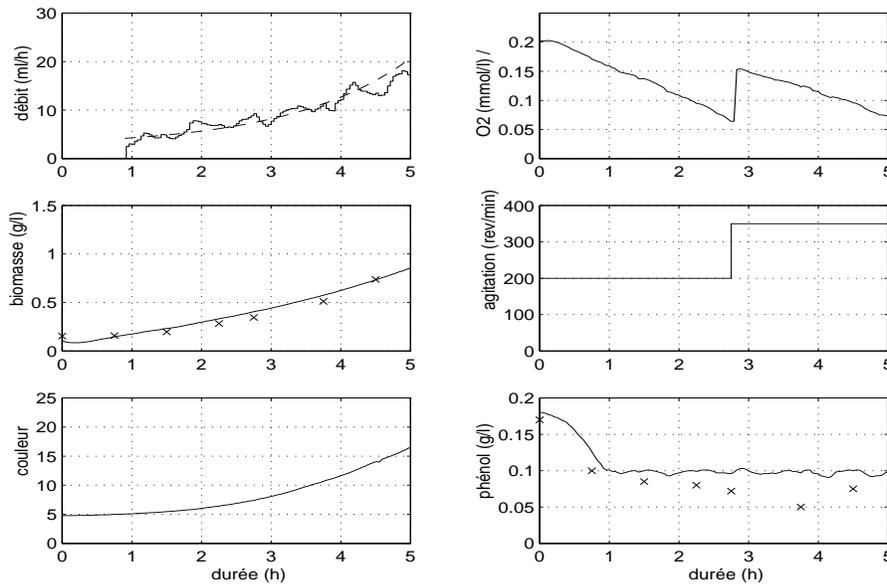


FIG. IV.4 – Résultats expérimentaux - Mesure de l'oxygène dissous. \times : mesures hors-ligne. lignes continues : variables mesurées (couleur, débit, agitation, O_2) et observées (biomasse, phénol)

IV.3 Systèmes mal connus et soumis à des perturbations

Comme cela a été montré dans les chapitres précédents, les modèles physiques des procédés biotechnologiques sont établis à partir de bilans-matières, sont généralement non-linéaires et non-stationnaires, et conduisent après réduction et/ou linéarisation à des modèles à paramètres incertains et/ou variant dans le temps et soumis à des perturbations. Plusieurs approches de commande permettent d'appréhender ces problèmes d'incertitude et de perturbation, en particulier la commande adaptative et la commande robuste. Ces deux approches diffèrent dans le sens où la commande adaptative suit les variations des paramètres et adapte le correcteur à ces variations, alors que la commande robuste permet d'établir des correcteurs à paramètres fixes valables dans un domaine de fonctionnement lié aux incertitudes paramétriques. Elles diffèrent aussi dans le sens où la première s'intéresse à la robustesse en stabilité et performance a posteriori, alors que la seconde la prend en compte a priori.

IV.3.1 Commande adaptative

Le principe général de la commande adaptative consiste à réajuster la loi de commande en fonction de la dynamique du processus pour maintenir les performances

du système lorsque les paramètres du modèle varient [7], [51]. Ce type d'approche est justifié par le principe d'équivalence certaine, qui consiste à appliquer pour la synthèse de la loi de commande les paramètres estimés, sans tenir compte de possibles erreurs de modélisation (conférer paragraphe III.4.2). Il en résulte des risques de divergence des algorithmes de commande adaptative obtenus, d'où la nécessité de vérifier les propriétés de stabilité et de performances a posteriori. Deux classes principales sont considérées :

- les approches par auto-réglage des paramètres du contrôleur,
- les approches par modèle de référence,

mais qui conduisent généralement à des synthèses de commande relativement proches.

Commande adaptative linéaire

Dans un premier temps, l'approche retenue a consisté à développer des algorithmes de commande adaptative linéaire ne prenant aucunement en compte la structure non-linéaire des procédés à commander. Nous avons étudié plusieurs approches dont la commande par placement de pôles, la commande prédictive généralisée, la commande prédictive avec modèle de référence sur l'état partiel, ou encore la commande linéaire quadratique gaussienne. Le principal défaut de ces méthodes était que les paramètres identifiés n'avaient aucune signification physique.

Les algorithmes ont été testés en simulation puis sur pilote expérimental [25]. Ils ont donné des résultats tout à fait satisfaisant tant en fermentation continue (maintien d'un régime permanent) qu'en fermentation semi-continue (régime transitoire). Ils ont été étudiés en termes de robustesse et de stabilité (a posteriori) vis-à-vis des erreurs de mesures et des changements de dynamique du procédé, ainsi qu'en termes de simplicité de mise en œuvre et du nombre de paramètres à estimer.

Les résultats obtenus dans le cas mono-variable ont été étendus au cas multi-variable. En effet, bon nombre de modèles utilisés font apparaître deux variables d'état pour représenter le procédé biochimique. La recherche d'un régime de fonctionnement optimal aboutit, dans certains cas, à une double consigne correspondant, par exemple, à l'état stationnaire pour lequel la productivité de l'unité est maximale [73].

Commande adaptative non-linéaire

L'intégration de caractéristiques non-linéaires des procédés étudiés dans des lois de commande adaptative classiques permet d'améliorer les performances des commandes, en particulier dans les phases transitoires ou lorsque des perturbations

visent à altérer le régime permanent établi.

L'analyse de stabilité des schémas obtenus est entreprise en utilisant une connaissance a priori du système, permettant en particulier de limiter les marges de variations possibles des paramètres. Parmi les méthodes issues des algorithmes adaptatifs classiques, on peut mentionner la commande par placement de pôles et la commande prédictive [76].

IV.3.2 Commande robuste

Une autre approche permettant de prendre en compte le caractère non-linéaire et non-stationnaire d'un système physique est de modéliser les incertitudes qui l'affectent, qu'elles soient structurées (paramètres incertains du modèle) ou non-structurées (dynamiques négligées, perturbations extérieures...).

Que l'on parle de robustesse en stabilité (condition nécessaire mais non suffisante de bon fonctionnement d'une commande) ou en performance, le grand intérêt des méthodologies associées réside dans des méthodes de synthèse prenant en compte les incertitudes du procédé, permettant ainsi d'assurer une robustesse a priori, contrairement aux approches adaptatives qui n'assurent qu'une robustesse a posteriori.

Notre approche s'inscrit dans la thématique de la stabilisabilité quadratique [8], [14], et s'appuie sur la théorie de Lyapunov. La résolution d'inégalités algébriques de Riccati permet de résoudre aisément le problème de rejet de perturbation exprimé sous la forme d'une minimisation de norme H_∞ , pour des systèmes décrits dans l'espace d'état [99]. Ce problème peut être réduit sous la forme d'un problème d'optimisation convexe ou quasi-convexe en utilisant des inégalités matricielles linéaires (LMI) [20].

L'application de ce type d'approche à des procédés fermentaires présentant un état d'équilibre, en particulier à des procédés de fermentation à alimentation continue, nous a permis de résoudre de façon élégante le problème du maintien du système dans son état d'équilibre en dépit des perturbations et incertitudes qui l'affectent [75].

Considérons à titre d'exemple le modèle linéarisé d'un procédé de fermentation continu décrit dans le paragraphe III.3.4 et soumis à des variations de la concentration d'alimentation ΔS_{in} (conférer le chapitre III). Les valeurs numériques associées à la croissance de *Saccharomyces cerevisiae* sont : $\mu_{max} = 0.3h^{-1}$, $K_s = 5g/l$ et $Y_{x/s} = 0.07$. Les conditions nominales d'alimentation sont $\tilde{D} = 0.15h^{-1}$ et $S_{in} = 105g/l$.

Le problème de synthèse de la commande peut s'exprimer sous les formes sui-

vantes :

- Etant donné un niveau d'atténuation désiré des perturbations additives sur la sortie du système, quelle est la plus grande variation admissible de la concentration d'alimentation pour laquelle le niveau d'atténuation sera respecté en boucle fermée ?
- Etant donnée une borne supérieure de variation admissible de la concentration d'alimentation, quel est le plus grand niveau de la perturbation sur la sortie atteignable en boucle fermée ?

Ces deux problèmes complémentaires peuvent être traités en résolvant un problème d'optimisation convexe, dans lequel les contraintes sont exprimées sous forme d'inégalités matricielles linéaires, et l'ensemble des solutions traduit le compromis entre incertitude et atténuation de l'effet des perturbations. Ce compromis est illustré par la figure IV.5 pour les valeurs numériques ci-dessus.

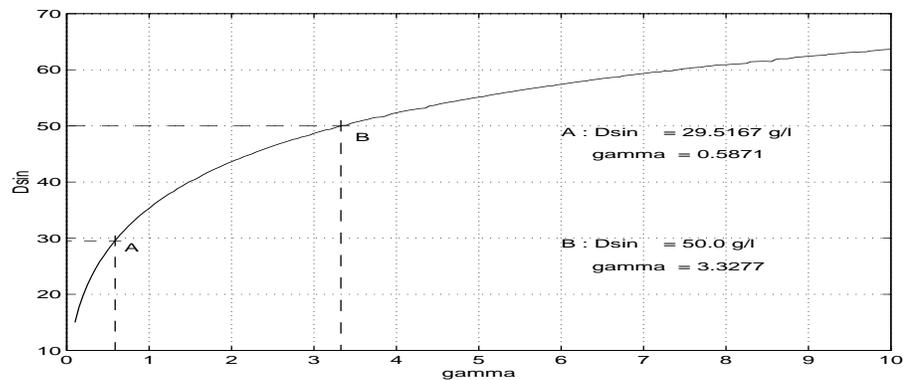


FIG. IV.5 – Tracé de la valeur maximale admissible de variation de la concentration d'alimentation ΔS_{in}^{max} en fonction de la borne γ de la norme H_∞

Deux points particuliers sont mis en avant sur cette figure. Le point A ($\gamma = 0.5825$, $\Delta S_{in}^{max} = 29.5167$ g/l) correspond à la solution obtenue lorsque l'on minimise la fonction $f = \gamma + \beta(\Delta S_{in}^{max})^{-1}$, avec β égal au produit de γ dans le cas nominal et de ΔS_{in}^{max} lorsqu'il n'y a pas de perturbation ($\gamma = \infty$). Ce cas consiste à pondérer au mieux les deux cas extrêmes correspondant au cas nominal (pas d'incertitudes sur les matrices dynamiques) et au cas sans perturbation. Le point B ($\gamma = 3.3277$, $\Delta S_{in}^{max} = 50.0$ g/l) exprime l'influence sur le niveau d'atténuation de l'incertitude paramétrique. Il doit être comparé avec la solution obtenue dans le cas nominal ($\gamma = 0.4951$).

IV.4 Commande contrainte

IV.4.1 Problématique

Les contraintes sur les actionneurs et/ou les états se doivent d'être prises en compte lors du développement des lois de commande. En effet, des perturbations importantes sur les niveaux de pollution à l'entrée des stations de traitement doivent être suffisamment rejetées pour ne pas dépasser les normes sur l'eau épurée, en dépit de contraintes physiques sur les actionneurs. L'intégration directe de ces contraintes dès la conception de la loi de commande est ainsi un axe de recherche majeur. En général, le respect des contraintes peut être obtenu en construisant un contrôleur stabilisant et un ensemble de conditions initiales admissibles appartenant au domaine défini par les contraintes (généralement un polyèdre convexe dans l'espace d'état), reliés à une fonction de Lyapunov du système en boucle fermée. De nombreux résultats ont été obtenus sur ce sujet au cours des dix dernières années, la plupart concernant la détermination de domaines polyédraux dérivés de fonctions de Lyapunov polyédrales [15], [21], [89].

Afin de relier les aspects contrainte et stabilisabilité quadratique, nous nous sommes intéressés à la détermination d'ensembles ellipsoïdaux dérivés de fonctions de Lyapunov quadratiques [2] et à la détermination de lois de commande non saturantes prenant simultanément en compte les contraintes et les incertitudes de modélisation. Ainsi, dans le contexte du traitement biologique des eaux usées, le contrôle des installations doit permettre de :

- respecter les normes européennes de pollution résiduelle ;
- réduire les coûts de fonctionnement en limitant les apports énergétiques ;
- prendre en compte, lors de la conception, le faible dimensionnement de certains actionneurs.

IV.4.2 Stabilisation locale

En s'intéressant à la stabilisabilité de systèmes linéaires incertains soumis à des contraintes sur l'état et la commande, l'approche que nous avons proposée a consisté à établir des domaines d'invariance et de stabilité pour lesquels le comportement du système est linéaire, c'est-à-dire tels que la commande ne sature pas. Du point de vue de l'analyse théorique du problème, nous avons utilisé la notion d'invariance positive, en établissant une équivalence entre l'existence d'un ensemble positivement invariant et asymptotiquement stable, contenu dans le domaine de linéarité, et la stabilisabilité quadratique locale par une loi de commande par retour d'état. Ce domaine de linéarité est défini comme l'intersection, dans l'espace d'état, du domaine

des états admissibles (contraintes sur les états) et du domaine de linéarité de la commande (contraintes sur la commande). Il dépend non seulement des contraintes imposées aux états et commandes, mais aussi du gain de retour d'état (ou de sortie) à déterminer. Notre approche a consisté à déterminer une loi de commande linéaire stabilisante et un domaine d'invariance, en associant au système incertain une fonction de Lyapunov quadratique définissant un ensemble ellipsoïdal positivement invariant, inclus dans le domaine de linéarité. Le choix de ce type d'ensemble était justifié par la difficulté de caractériser un ensemble positivement invariant de forme générale, et par le fait que le lien entre invariance positive et stabilisabilité quadratique se prête particulièrement bien à la construction d'ensembles ellipsoïdaux. Cette approche a ainsi permis d'utiliser avec profit les résultats concernant la stabilisabilité quadratique (en particulier ceux obtenus au LAAS) et notamment la paramétrisation convexe d'une sous-classe de gains stabilisants, dans le cas d'incertitudes polytopiques ou bornées en norme.

Dans le cas de systèmes incertains contraints sans perturbation, une condition nécessaire et suffisante a été déterminée, garantissant l'invariance positive et la stabilité asymptotique d'un ensemble ellipsoïdal d'états pour lesquels les contraintes sur les états et les commandes sont respectées. Les conditions ont été établies sous forme d'inégalités matricielles linéaires. Ainsi, le gain de retour d'état stabilisant et la plus grande région ellipsoïdale associée de comportement linéaire pour le système en boucle fermée peuvent être déterminés en résolvant un problème d'optimisation convexe [2].

En considérant la notion de \mathcal{D} -invariance positive [15], extension de la notion d'invariance positive pour les systèmes soumis à des perturbations additives, nous avons ensuite abordé le problème de la robustesse d'une loi de commande vis-à-vis de la perturbation additive agissant sur le système incertain contraint. Nous avons défini comme mesure de robustesse le rayon de l'hypersphère de perturbation. Ainsi, un problème d'optimisation, défini à partir de contraintes quasi-convexes ou convexes, a été proposé, permettant de trouver le gain de retour d'état qui maximise cette mesure de robustesse [3].

Lorsque l'on considère les domaines de contraintes sur les états et les commandes et la taille de la perturbation comme les données du problème, la détermination du gain de retour d'état admissible et du domaine d'invariance associé s'exprime sous forme d'un ensemble d'inégalités matricielles à vérifier. Des critères de performances peuvent alors être rajoutés au problème de manière à rechercher une solution optimale selon un certain sens. Dans ce contexte, nous avons traité le problème de commande H_2 contraint à coût garanti. Il s'agit, dans ce cas, de trouver une loi de commande qui borne les variations de la norme H_2 sur tout le domaine d'incertitudes du système, en prenant en compte les contraintes imposées aux états et commandes. Une condition suffisante assurant la \mathcal{D} -invariance positive d'un ensemble ellipsoïdal

pour un système perturbé a alors été établie. A partir de ce résultat, nous avons pu exprimer ce problème à l'aide des inégalités matricielles, sous la forme d'un problème d'optimisation quasi-convexe, dans les cas continu [5] et discret [4].

Le caractère quasi-convexe des contraintes dans les problèmes d'optimisation nécessite la mise en œuvre de procédures itératives, basées sur la D-K-itération [98]. Leur principe consiste à maintenir certaines variables constantes afin de résoudre un problème d'optimisation linéaire sur les autres, puis à faire tourner les variables fixes et celles à optimiser de manière séquentielle. L'impossibilité d'assurer la convergence de l'algorithme vers une solution optimale globale, ou même locale, et sa dépendance aux conditions initiales sont les principaux handicaps de cette procédure. Néanmoins, puisqu'un problème convexe, énoncé sous forme d'inégalités matricielles linéaires, est résolu à chaque itération, celle-ci s'est montrée assez performante dans le traitement de ce genre de problèmes.

IV.4.3 Application au traitement des eaux usées

Nous présentons dans ce paragraphe une application concernant le contrôle du biofiltre de dénitrification décrit dans le paragraphe II.4.4. Le contrôleur est construit à partir d'un modèle bilans-matières approximé par une série de $N = 3$ réacteurs infiniment mélangés (décrit dans le paragraphe III.3.3) et linéarisé autour d'un point de fonctionnement nominal. Nous présentons ici les résultats obtenus avec un correcteur par retour de sortie dynamique.

Les interventions extérieures ne peuvent survenir qu'en tête de colonne, qu'elles soient volontaires (commandes) ou non (perturbations). Le flux étant maintenu constant, la seule action possible est la concentration d'alimentation en carbone énergétique (éthanol) S_{Sin} (ou S_{S0}) autour de sa valeur nominale S_{Sin}^e . La concentration en nitrate entrant dans le biofiltre $S_{NO_3^-in}$ (ou $S_{NO_3^-0}$) représente la plus importante source de perturbation de celui-ci. En effet, le lavage tri-hebdomadaire du réacteur [18] n'engendre pas de perturbation, car le système regagne son état d'équilibre quasi-instantanément par rapport aux constantes de temps de la réaction.

Numériquement, on considère que la concentration d'éthanol peut varier entre 0 et $200g[DCO]/m^3$. Les perturbations qui affectent l'eau à traiter sont représentées par des variations de la teneur en nitrate entre 15 et $19g[N]/m^3$ autour d'un régime nominal déterminé pour $S_{NO_3^-in} = 17g[N]/m^3$. Le domaine d'appartenance de cette perturbation est donc défini par :

$$\mathcal{D} = \left\{ w \in \mathfrak{R} ; w^T w \leq \gamma_0 ; \gamma_0 = 4 \right\}. \quad (\text{IV.4})$$

Considérons à présent une consigne en équivalent azote résiduel en sortie du biofiltre $S_{NO_3^-N} + S_{NO_2^-N} = 2g[N]/m^3$. Nous en déduisons, dans les conditions d'ali-

mentation nominales en nitrate, la concentration d'alimentation en éthanol et le point d'équilibre (en fait les points d'équilibre de chacun des réacteurs infiniment mélangés modélisant le biofiltre) autour duquel est linéarisé le modèle. Nous obtenons finalement un modèle linéaire nominal de dimension $n = N \times 3$ [2] :

$$\dot{x} = Ax + B_2u + B_1w \quad (\text{IV.5})$$

De la même manière que nous avons pu déterminer le point d'équilibre nominal et les concentrations d'alimentation associées, nous pouvons à présent déterminer différents points de fonctionnement correspondant aux perturbations admissibles de la concentration en nitrate entrant dans le biofiltre. Ainsi, pour les deux valeurs extrêmes de la teneur en nitrate de l'eau à traiter, nous déterminons la concentration en éthanol permettant de satisfaire la consigne en équivalent azote en sortie du réacteur. Nous en déduisons les deux points d'équilibre qui permettent de calculer les deux sommets A_1 et A_2 du domaine polytopique décrivant les incertitudes sur la matrice dynamique A , défini par :

$$\mathcal{D}_A = \left\{ A \in \mathbb{R}^{n \times n} ; A = \sum_{i=1}^2 \alpha_i A_i ; \sum_{i=1}^2 \alpha_i = 1 ; \alpha_i \geq 0 \right\} \quad (\text{IV.6})$$

Comme la concentration d'alimentation en éthanol ne peut varier que dans un domaine fonction des conditions opératoires, en l'occurrence entre 0 et $200g[DCO]/m^3$, en considérant la valeur nominale pour la concentration en éthanol $S_{Sin} = 96.3g[DCO]/m^3$ (valeur pour laquelle le point d'équilibre nominal a été déterminé), la variable de commande $u(t)$ est contrainte à appartenir au domaine :

$$D(h, \mu) = \left\{ u \in \mathbb{R} ; \begin{bmatrix} 1 \\ -1 \end{bmatrix} u \leq \begin{bmatrix} 103.7 \\ 96.3 \end{bmatrix} \right\} \quad (\text{IV.7})$$

Par ailleurs, la sortie du système est soumise aux contraintes de qualité de l'eau traitée. Dans le cas de la potabilisation d'eau, la norme européenne impose que la concentration en équivalent azote résiduel (en sortie du biofiltre donc) reste inférieure à $5.65g[N]/m^3$ (c'est pour cette raison que nous avons fixé la consigne d'équivalent azote résiduel à $2g[N]/m^3$), c'est-à-dire :

$$S_{NO_3^-N} + S_{NO_2^-N} \leq 5.65$$

Sachant que la consigne impose le point d'équilibre $S_{NO_3^-N}^e + S_{NO_2^-N}^e = 2$, nous pouvons établir le domaine des états admissibles donné par un ensemble polyédral.

Concernant les sorties mesurées, bien que les résultats n'aient été validés qu'en simulation, nous avons essayé de ne prendre en compte que les mesures qui avaient effectivement été utilisées lors d'expériences précédentes [19]*, à savoir les concentrations en nitrate et nitrite en différents points du réacteur. En pratique, le capteur

Technicon automatisé fournit, sur deux voies analogiques, la somme des concentrations en nitrate et nitrite et la concentration en nitrite. Si on considère N points de mesures, pour un système constitué de $n = N \times 3$ états, le vecteur de mesures est de dimension $p = N \times 2$.

Par ailleurs, notre préoccupation est de maintenir la concentration en nitrate et nitrite en sortie du réacteur autour d'une consigne inférieure à la norme européenne. La sortie contrôlée est ainsi exprimée sous la forme :

$$z = Cx + Du \quad (\text{IV.8})$$

avec :

$$C = \begin{bmatrix} 0 & \cdots & 0 & 1 & 1 & 0 \end{bmatrix}, \quad D = 1$$

En résolvant le problème d'optimisation H_2 contraint à coût garanti, nous avons déterminé le compensateur dynamique d'ordre 2 suivant [2] :

$$\begin{cases} \dot{\eta} = E_c \eta + F_c y \\ u = G_c \eta + H_c y \end{cases}$$

avec :

$$E_c = \begin{bmatrix} -173.2432 & -96.7468 \\ 21.4650 & -9.2492 \end{bmatrix},$$

$$F_c = \begin{bmatrix} -165.5099 & 208.5226 & 128.1252 & -62.0305 & -84.0241 & 16.2506 \\ 40.9470 & -53.2767 & -21.9895 & 20.5548 & 2.5905 & -4.4430 \end{bmatrix},$$

$$G_c = \begin{bmatrix} -0.2536 & -0.7131 \end{bmatrix},$$

$$H_c = \begin{bmatrix} 2.8818 & -1.4109 & 2.1655 & -0.8826 & -0.8950 & -0.5321 \end{bmatrix}$$

Pour l'application de ce contrôleur, nous avons considéré la perturbation S_{Sin} présentée sur la figure IV.6.

La réponse du système en boucle fermée est présentée sur la figure IV.7. L'évolution de la variable de commande est donnée sur la figure IV.8. La réponse du système vérifie les objectifs.

IV.5 Conclusion

Même si quelques méthodes et résultats expérimentaux ont été présentés au cours de ce chapitre, il faut être conscient que la commande de procédés biotechnologiques

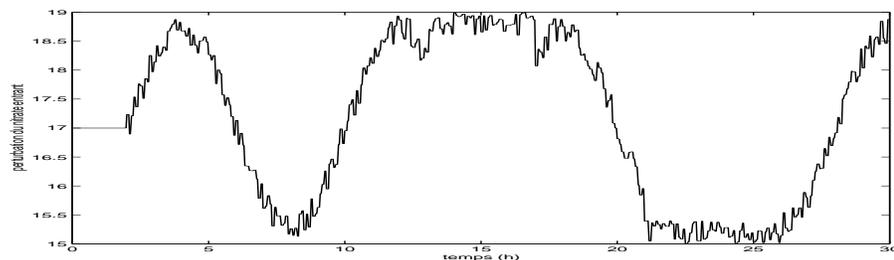


FIG. IV.6 – Perturbation

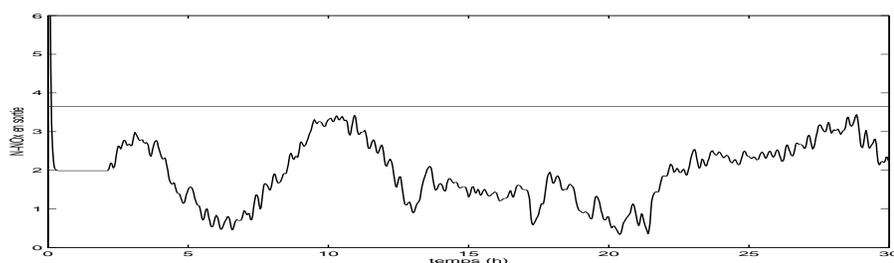


FIG. IV.7 – Sortie - commande par retour de sortie dynamique

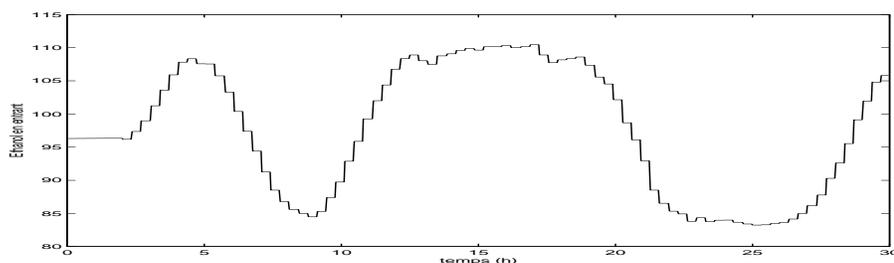


FIG. IV.8 – Entrée - commande par retour de sortie dynamique

se heurte encore au problème crucial de l'absence d'instrumentation fiable, à faible coût et à faible complexité d'utilisation. Quelle que soit la sophistication des méthodes développées, aucune d'entre elles ne peut s'affranchir de ce problème, qui engendre un certain conservatisme des résultats qui pourront être obtenus.

La commande des procédés biotechnologiques reste encore au niveau des laboratoires, et n'arrive pas à percer au niveau industriel et des collectivités territoriales. Les causes de ce semi-échec sont multiples, mais révèlent toutes la dichotomie entre ce que peut proposer l'automatique et son utilisation potentielle dans les bioprocédés. En effet, le problème global de contrôle d'une installation est un problème multi-variables, multi-objectifs, sous contraintes, et relève des techniques avancées

de l'automatique. Cependant, le manque de capteurs et d'actionneurs, ou tout au moins leur coût élevé, l'absence de formulation claire des problèmes de commande, font que le problème est généralement ramené à un certain nombre de sous-problèmes à peu près indépendants pouvant le plus souvent être traités par de simples contrôleurs PID. Si on ajoute à cela que la recherche de performances n'est pas encore prioritaire (cela coûte encore moins cher de payer les amendes que d'investir pour respecter les normes), la solution PID reste la panacée sur le plan industriel.

Conclusions et perspectives

Nous avons présenté dans ce document les grandes lignes des travaux de recherche que nous menons au LAAS depuis 1989 dans le domaine de la commande des procédés biotechnologiques. Nous avons centré le développement de ce document sur les points de recherche principaux à développer lorsque l'on souhaite optimiser (ou simplement améliorer) le fonctionnement de ces procédés complexes, aux paramètres mal connus et/ou variant dans le temps, pour lesquels les mesures ne sont pas accessibles en abondance, et pour lesquels les capacités des actionneurs sont limitées.

Nous n'avons par contre pas abordé les travaux relatifs à d'autres procédés (aéronautique) ou n'ayant donné lieu qu'à des illustrations académiques, de manière à assurer la lisibilité et l'homogénéité de ce document.

Nos perspectives de recherche se situent dans la continuité des travaux présentés dans ce mémoire. Elles traduisent les liens particuliers que nous entretenons avec le LIPE-INSA à Toulouse et le LBE-INRA à Narbonne, en privilégiant comme applications les réactions biologiques pour le traitement de l'eau et des déchets.

Comme nous l'avons soulevé à plusieurs reprises tout au long de ce rapport, le problème de l'instrumentation reste un des problèmes majeurs rencontré lorsque l'on s'intéresse au contrôle des procédés biotechnologiques. La construction d'observateurs représente ainsi un axe important de recherche dans le domaine, l'objectif final étant d'intégrer cet aspect observateur lors de la construction des systèmes de commande. Ceci nous amène à définir les trois points clés qui devraient permettre de faire sauter les verrous sus-cités :

- **modélisation.** L'utilisation de capteurs rustiques, au sens où ce sont des instruments disponibles depuis longtemps mais à pouvoir informationnel plus limité, devrait permettre de lever en partie le problème des mesures. En effet, en partant du constat que le monde industriel et les collectivités territoriales ne sont pas encore prêts¹ à investir dans des équipements coûteux, il devient nécessaire d'utiliser les informations disponibles et en particulier les mesures d'oxygène, de pH, de redox... L'aspect modélisation prend une place impor-

¹C'est même loin d'être le cas en France.

tante dans ce travail, l'objectif étant de relier ces mesures indirectes aux variables biologiques décrites dans les bilans-matières. Afin que les structures des modèles soient le reflet des processus physiques, une approche de connaissance sera toujours préférée aux approches boîte noire, et les problèmes d'identifiabilité des paramètres devront être gérés dès la phase de modélisation.

- **observation.** Sur la base des modèles mathématiques et des mesures disponibles, il s'agira alors de construire des observateurs d'état permettant de fabriquer des mesures virtuelles des variables pour lesquelles les capteurs en ligne font défaut. De nombreux observateurs d'état ont été proposés dans la littérature, utilisant complètement ou partiellement les modèles cinétiques. Cependant, il reste souvent difficile d'évaluer la qualité des états estimés, qui dépend du degré de confiance dans le modèle, dans les mesures et dans l'absence de perturbations. La construction d'observateurs robustes vis-à-vis des incertitudes des paramètres des modèles et/ou de leurs variations dans le temps et garantissant un certain rejet des perturbations devrait résoudre en partie ces problèmes. De plus, un des points qu'il conviendra d'aborder est le problème de la reconstruction des perturbations d'entrée. En effet, cela permettrait de résoudre, au moins en partie, les problèmes liés aux incertitudes de modélisation et aux variations des points d'équilibre engendrées par ces perturbations.
- **commande.** Les travaux récents portant sur les aspects de commande seront poursuivis. L'accent sera mis essentiellement sur les aspects de retour de sortie dynamique et de retour d'état reconstruit, toujours dans l'esprit de contourner le problème de l'instrumentation. Dans ce cadre-là, nous n'avons considéré, jusqu'à présent, que le cas de systèmes non saturés. Il s'agira dans le futur de traiter le problème de stabilisabilité des systèmes incertains perturbés avec saturation des commandes, en considérant également un certain critère de performance comme, par exemple, la norme H_2 et/ou H_∞ , valable seulement dans la région de linéarité. Un autre aspect du problème devra être pris en compte. C'est celui de l'évolution du point d'équilibre du système du fait des perturbations qui l'affectent ou des changements de consigne. Il s'agira dans ce cadre-là de proposer des schémas de commande prenant en compte les variations du point d'équilibre, vraisemblablement en y intégrant l'estimation de ce point² et des perturbations.

A plus long terme, ce sont toujours ces problèmes qui devront être traités, mais les structures non-linéaires des modèles devront être prises en compte dans la conception des observateurs/contrôleurs autrement qu'au travers de linéarisation. En effet, même en prenant en compte dans la conception des observateurs et contrôleurs les incertitudes paramétriques et les perturbations provenant de l'approximation linéaire

²Ce serait d'ailleurs plutôt une trajectoire.

des modèles physico-chimiques, les résultats obtenus peuvent dans certains cas ne pas être satisfaisants. Ceci provient du fait que l'on introduit une représentation approchée du système physique, et que les résultats garantis, en particulier en termes de performances, pour l'approximation linéaire peuvent ne pas se retrouver sur le système original.

Par ailleurs, un élément important dont il nous faudra nous préoccuper davantage dans l'avenir est la participation à des projets contractuels avec les industriels. En effet, un des objectifs majeurs de notre travail est de proposer des solutions innovantes et performantes au problème d'optimisation et de fiabilisation du fonctionnement des procédés biotechnologiques, en particulier pour le traitement des effluents. Ces solutions n'auront de valeur que si nous arrivons à les transférer sur des sites industriels et des collectivités territoriales. Cela se fera en amplifiant nos contacts avec le milieu industriel et en profitant des relations privilégiées que nous entretenons avec des laboratoires du domaine du traitement des effluents et déchets.

Références bibliographiques

- [1] J.F. Andrews. A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrate. *Biotechnol. & Bioeng.*, 10 :707–723, 1968.
- [2] H.X.De Araújo. *Sur la stabilité des systèmes incertains sujets à des contraintes sur l'état et la commande*. Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse, France, 1998.
- [3] H.X.De Araújo, I. Queinnec, et S. Tarbouriech. Quadratic stabilizability of uncertain continuous-time systems under state and control constraints in the presence of disturbances. Dans *Proc. of the 5th IEEE Mediteranean Conference on Control and Systems*, Paphos, Chypre, 21-23 juillet 1997.
- [4] H.X.De Araújo, I. Queinnec, et S. Tarbouriech. H_2 guaranteed cost control for uncertain discrete-time systems under state and control constraints. Dans *Proc. of the 36th IEEE-Conference on Decision and Control (CDC)*, San Diego, USA, 10-12 décembre 1998.
- [5] H.X.De Araújo, S. Tarbouriech, et I. Queinnec. H_2 guaranteed cost control for uncertain systems under state and control constraints. Dans *Proc. of the 2nd IFAC Symposium on Robust Control Design (ROCOND'97)*, Budapest, Hongrie, 21-23 juillet 1997.
- [6] C. Armaing. Modélisation de la vitesse spécifique de croissance de la bactérie *Microvirgula aerodenitrificans*. Publication technique, Conservatoire National des Arts et Métiers, Toulouse, France, 1998. Mémoire de fin d'études Ingénieur.
- [7] K.J. Åström et B. Wittenmark. *Adaptive control*. Addison Wesley, New York, USA, 1989.
- [8] B.R. Barmish. Necessary and sufficient conditions for quadratic stabilizability of an uncertain system. *J. Optim. Theory Appl.*, 46(4) :399–408, 1985.
- [9] G. Bastin et D. Dochain. *On-line estimation and adaptive control of bioreactors*, volume 1 of *Process measurement and Control*. Elsevier Eds, Amsterdam, Holland, 1990.
- [10] M.B. Beck. Identification, estimation and control of biological waste-water treatment processes. *IEE Proceedings*, 133(5) :254–264, 1986.
- [11] R. Bellman et K.J. Åström. On structural identifiability. *Mathematical Biosciences*, 7 :329–339, 1970.

- [12] C. Ben Youssef. *Filtrage, estimation et commande adaptative d'un procédé de traitement des eaux usées*. Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse, France, 1996.
- [13] O. Bernard, Z. Hadj-Sadok, et D. Dochain. Dynamical modelling and state estimation of anaerobic wastewater treatment plants. Dans *Proc. of the 4th European Control Conference (ECC)*, Karlsruhe, Allemagne, 31 août - 3 septembre 1999.
- [14] J. Bernussou, P.L.D. Peres, et J.C. Geromel. A linear programming oriented procedure for quadratic stabilization of uncertain systems. *Systems & Control Letters*, 13 :65–72, 1989.
- [15] F. Blanchini. Feedback control for linear time-invariant systems with state and control bounds in the presence of disturbances. *IEEE Trans. Automat. Contr.*, 35(11) :1231–1234, 1990.
- [16] L.J. Blum et P.R. Coulet. *Biosensor principles and applications*. Bioprocess Technology. Marcel Dekker, Inc, New-York, USA, 1991.
- [17] P. Bogaerts. *Contribution à la modélisation mathématique pour la simulation et l'observation d'états des bioprocédés*. Thèse de doctorat, Université Libre de Bruxelles, Belgique, 1999.
- [18] S. Bourrel. *Estimation et commande d'un procédé à paramètres répartis utilisé pour le traitement biologique de l'eau à potabiliser*. Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse, France, 1996.
- [19] S. Bourrel, D. Dochain, J.P. Babary, et I. Queinnec. Modelling, identification and control of a denitrifying biofilter. *J. Process Control*, 10(1) :73–91, 2000.
- [20] S. Boyd, L. El Ghaoui, E. Feron, et V. Balakrishnan. *Linear matrix inequalities in system and control theory*, volume 15 of *Studies in Applied Mathematics*. SIAM, Philadelphia, USA, 1994.
- [21] E.B. Castelan et J.C. Hennes. On invariant polyhedra of continuous-time linear systems. *IEEE Trans. Automat. Contr.*, 38(11) :1680–1685, 1993.
- [22] S. Charbonnier et A. Chéruiy. Estimation and control strategies for a lipase production process. *Control Eng. Practice*, 4(11) :1521–1534, 1996.
- [23] F. Chaume et J.F. Béteau. Model based selection of an appropriate control strategy - application to an anaerobic digester. Dans *Proc. of the 2nd MATH-MOD*, pages 853–858, Vienne, Autriche, 5-7 février 1997.
- [24] M. Comtat et P.R. Coulet. Biocapteurs électrochimiques pour le contrôle des bioprocédés. Dans J. Boudrant, G. Corrieu, P. Coulet, editor, *Capteurs et Mesures en Biotechnologie*, pages 281–314. Lavoisier, Paris, 1994.
- [25] B. Dahhou, G. Roux, et I. Queinnec. Robust adaptive predictive control of biotechnological processes : experimental results. Dans *Proc. of the 4th IFAC International Symposium ACASP92*, pages 549–554, Grenoble, France, 1-3 juillet 1992.
- [26] M. Denac, A. Miguel, et I.J. Dunn. Modeling dynamic experiments on the anaerobic degradation of molasses wastewater. *Biotechnol. & Bioeng.*, 31 :1–10, 1988.

- [27] G. Denou. Utilisation de la mesure de l'oxygène pour la conduite d'un fedbatch - application à la dégradation du phénol par *Ralstonia eutropha*. Publication technique, Institut National des Sciences Appliquées, Toulouse, France, 1998. Mémoire de 5^{ième} année Ingénieur.
- [28] D. Dochain. *On line parameter estimation, adaptive state estimation and control of fermentation processes*. Thèse de doctorat, Université Catholique de Louvain-la-Neuve, Belgique, 1986.
- [29] D. Dochain, P.A. Vanrolleghem, et M. Van Daele. Structural identifiability of biokinetic models of activated sludge respiration. *Water Research*, 29(11) :2571–2578, 1995.
- [30] E. Duvivier. *Optimisation des procédés semi-continus de fermentation par programmation dynamique*. Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse, France, 1988.
- [31] E. Duvivier et Y. Sévely. Simulation de la commande en temps minimal d'un procédé de fermentation semi-continu : programmation dynamique et transformation de Kelley. *RAIRO APII*, 22(4) :363–380, 1988.
- [32] B.A. Finlayson. *The method of weighed residuals and variational principles*. Academic Press, New-York, USA, 1972.
- [33] K.R. Godfrey et J.J. Distephano. *Identifiability of model parameters*. Identification of parameters models. E. Walter (Ed.), Pergamon, Oxford, Grande-Bretagne, 1987.
- [34] C. Gómez-Quintero, I. Queinnec, et J.P. Babary. A reduced nonlinear model of an activated sludge process. Dans *Proc. of the IFAC Symposium Adchem*, Pise, Italie, 14-16 juin 2000.
- [35] V. Guillou, I. Queinnec, J.L. Uribelarrea, et A. Pareilleux. On-line sensitive lightness measurement of cell-mass in *Saccharomyces cerevisiae* culture. *Biotechnology Techniques*, 10(1) :19–24, 1996.
- [36] F. Gérin. Modélisation mathématique pour la valorisation des déchets organiques solides. Publication technique, Conservatoire National des Arts et Métiers, Toulouse, France, 2000. Mémoire de fin d'études Ingénieur.
- [37] F. Gérin et I. Queinnec. Modèle mathématique pour la valorisation des déchets organiques solides. Publication technique 99441, LAAS, Toulouse, France, octobre 1999.
- [38] Z. Hadj-Sadok et J.L. Gouzé. Comparison between two interval observers for wastewater treatment models. Dans *Proc. of the 4th European Control Conference (ECC)*, Karlsruhe, Allemagne, 31 août - 3 septembre 1999.
- [39] J. Harmand. *Identification et commande des procédés biologiques de dépollution*. Thèse de doctorat, Université de Perpignan, France, 1997.
- [40] M. Henze, W. Gujer, T. Mino, T. Matsuo, M.C. Wentzel, et G.v.R. Marais. The activated sludge model n°2 - biological phosphorus removal. Publication technique, IAWQ Specialised seminar : Modelling and Control of Activated Sludge Processes, 1994.

- [41] M. Henze, C.P. Leslie Grady Jr, W. Gujer, G.v.R. Marais, et T. Matsuo. The activated sludge model n°1. Publication technique, IAWQ Scientific and Technical Report, Londres, Royaume-Uni, 1987.
- [42] A.K. Hilaly, M.N. Karim, et J.C. Linden. A study on real-time optimization of a fedbatch recombinant *Escherichia coli* fermentation. *Control Eng. Practice*, 3(4) :485–493, 1995.
- [43] A. Holmberg. On the practical identifiability of microbial growth models incorporating michaelis-menten type nonlinearities. *Math. Biosciences*, 62 :23–43, 1982.
- [44] J. Hong. Optimal substrate feeding policy for a fed batch fermentation with substrate and product inhibition kinetics. *Biotechnol. & Bioeng.*, 28 :1421–1431, 1986.
- [45] S. Isaacs et H. Sørensen. Flow injection analysis for on-line monitoring of a wastewater treatment plant. Dans D.M. Iserentant J.F.M. Van Impe, P.A. Vanrolleghem, editor, *Advanced Instrumentation, Data Interpretation, and Control of Biotechnological Processes*, chapter 1, pages 3–40. Kluwer Academic Publishers, 1998.
- [46] U. Jeppsson et G. Olsson. Reduced order models for on-line parameter identification of the activated sludge process. *Water Sci. Technol.*, 28(11-12) :173–183, 1993.
- [47] A. Johnson. The control of fed-batch fermentation processes - a survey. *Automatica*, 23(6) :691–705, 1987.
- [48] S. Julien. *Modélisation et estimation pour le contrôle d'un procédé boues activées éliminant l'azote des eaux résiduaires urbaines*. Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse, France, 1997.
- [49] J.C. Kabouris. Modeling, instrumentation, automation, and optimization of wastewater treatment facilities. *Water Environment Research*, 68(4) :520–525, 1996.
- [50] G. Kiely, G. Tayfur, C. Dolan, et K.K. Tanji. Physical and mathematical modeling of anaerobic digestion of organic wastes. *Water Research*, 31(3) :534–540, 1997.
- [51] I.D. Landau. A survey of model reference adaptive techniques - theory and applications. *Automatica*, 10 :353–379, 1974.
- [52] L. Ljung. On consistency and identifiability. *Math. Progr. Study*, pages 169–190, 1976.
- [53] D. Léonard, C. Ben Youssef, C. Destruhaut, N.D. Lindley, et I. Queinnec. Phenol degradation by *Ralstonia eutropha* : colorimetric determination of 2-hydroximuconate semialdehyde accumulation to control feed strategy in fed-batch fermentations. *Biotechnol. & Bioeng.*, 65(4) :407–415, 1999.
- [54] D. Marquardt. An algorithm for least squares estimation of nonlinear parameters. *J. Soc. Indust. Appl. Math.*, 11(2) :431–441, 1963.

- [55] S. Marsili-Libelli. Modelling, identification and control of the activated sludge process. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*, 38 :89–148, 1989.
- [56] R. Moletta, D. Verrier, et G. Albagnac. Dynamic modelling of anaerobic digestion. *Water Research*, 20(4) :427–434, 1986.
- [57] J. Monod. *Recherches sur la croissance des cultures bactériennes*. Hermes, Paris, France, 1942.
- [58] J. Nelder et R. Mead. A simplex method for function minimization. *Computer Journal*, 7 :308–313, 1965.
- [59] M. Nithilä et J. Virkkunen. Practical identifiability of growth and substrate consumption models. *Biotechnol. & Bioeng.*, 19(2) :1831–1850, 1977.
- [60] H. Ohno, E. Nakanishi, et T. Takamatsu. Optimal control of a semibatch fermentation. *Biotechnol. & Bioeng.*, 18 :847–864, 1976.
- [61] D. Pailles. Modélisation et commande robuste d'un procédé de traitement des eaux de type biofiltre. Publication technique, Conservatoire National des Arts et Métiers, Toulouse, France, 1997. Mémoire de fin d'études Ingénieur.
- [62] R.A. Poduska et J.F. Andrews. Dynamics of nitrification in the activated sludge process. *Journal WPCF*, 47(11) :2599–2620, 1975.
- [63] H. Pohjanpalo. System identifiability based on the power series expansion of the solution. *Math. Biosci.*, 41 :21–33, 1978.
- [64] J.I. Prosser. Mathematical modeling of nitrification processes. *Adv. in Microbial Ecology*, 11 :263–304, 1990.
- [65] I. Queinnec. Robust control of a denitrifying biofilter. Dans *Proc. of Waste Decision 98, International Workshop on Decision and Control on Wastes Bioprocessing*, Narbonne, France, 23-27 février 1998.
- [66] I. Queinnec et B. Dahhou. Optimization and control of a fedbatch fermentation process. *Optimal Control, Appli. and Methods*, 5 :175–191, 1994.
- [67] I. Queinnec, B. Dahhou, et Y. Sévely. Theoretical and experimental results in optimisation of fedbatch fermentation processes. *J. of Systems Engineering*, 1 :31–40, 1991.
- [68] I. Queinnec, C. Destruhaut, J.B. Pourciel, et G. Goma. An effective automated glucose sensor for fermentation monitoring and control. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 8 :7–13, 1992.
- [69] I. Queinnec et D. Dochain. Modelling and simulation of steady-state secondary settlers in wastewater treatment plants. Dans *Proc. of the 5th International Symposium on Systems Analysis and Computing in Water Quality Management (WATERMATEX)*, Gent, Belgique, 18-20 septembre 2000. à paraître.
- [70] I. Queinnec, J. Harmand, J.P. Steyer, et N. Bernet. Mathematical analysis of a nitrification process. *Recent Research Developments in Fermentation and Bioengineering*, 1 :153–163, 1998.
- [71] I. Queinnec, D. Léonard, et C. Ben Youssef. State observation for fedbatch control of phenol degradation by *Ralstonia eutropha*. Dans *Proc. of the 4th*

- European Control Conference*, Karlsruhe, Allemagne, 31 août - 3 septembre 1999.
- [72] I. Queinnec, D. Léonard, et G. Denou. State observation of phenol degradation by *Ralstonia eutropha* based on dissolved oxygen measurement. Dans *Proc. of the IFAC Symposium Adchem*, Pise, Italie, 14-16 juin 2000.
- [73] I. Queinnec, G. Roux, et B. Dahhou. Multivariable adaptive predictive control of alcoholic fermentation process. Dans *Proc. of the 2nd European Control Conference (ECC)*, pages 1736–1740, Groningen, Hollande, 28 juin - 1 juillet 1993.
- [74] I. Queinnec, S. Tarbouriech, et H.X. de Araújo. H_2 disturbance attenuation by dynamic output feedback of a nitrification process submitted to actuator limitations. Dans *Proc. of the 38th IEEE-Conference on Decision and Control (CDC)*, Phoenix, USA, 7-10 décembre 1999.
- [75] I. Queinnec et A. Trofino-Neto. H_∞ attenuation of a bioprocess with parameter uncertainty. Dans *Proc. of the American Control Conference*, pages 1066–1067, Albuquerque, USA, 4-6 juin 1997.
- [76] G. Roux. *Contribution à l'élaboration d'algorithmes de commande adaptative pour la conduite de procédés fermentaires*. Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier, Toulouse, France, 1992.
- [77] G. Roux, B. Dahhou, et I. Queinnec. Modelling and estimation aspects of long-range predictive control of nonlinear process. *Control Eng. Practice*, 4(1) :55–66, 1996.
- [78] B. Ruggeri, V. Specchia, G. Sassi, et A. Gianetto. Numerical estimation of biokinetic parameters. *Chem. Eng. J.*, 39 :17–24, 1988.
- [79] A.L. Santerre, I. Queinnec, et P.J. Blanc. A fedbatch strategy for optimal red pigment production by *Monascus ruber*. *Bioprocess Engineering*, 13(5) :245–250, 1995.
- [80] W. Scheiding et V. Hecht. Aspects on modelling of microbial growth processes. Dans *Proc. of the IFAC Workshop on Modelling and Control of Biochemical Processes*, pages 75–82, Helsinki, Finlande, 17-19 août 1982.
- [81] I. Simeonov. Mathematical modeling and parameters estimation of anaerobic fermentation processes. *Bioprocess Engineering*, 21(4) :377–381, 1999.
- [82] M. Soroush. State and parameter estimation and their applications in process control. *Computers and Chemical Engineering*, 23 :229–245, 1998.
- [83] H. Spanjers, G. Olsson, et A. Klapwijk. Determining influent short-term biochemical oxygen demand by combined respirometry and estimation. *Water Sci. Technol.*, 28(11-12) :401–414, 1993.
- [84] M. Spérandio. *Développement d'une procédure de compartimentation d'une eau résiduaire urbaine et application à la modélisation dynamique de procédés à boues activées*. Thèse de doctorat, INSA, Toulouse, France, 1998.
- [85] M.A. Steffens, P.A. Lant, et R.N. Newell. A systematic approach for reducing complex biological wastewater treatment models. *Water Research*, 31(3) :590–606, 1997.

- [86] J.P. Steyer. *Modélisation, commande et supervision des procédés biologiques de dépollution*. Habilitation à diriger des Recherches, Université de Perpignan, France, 1998.
- [87] I. Takacs, G.G. Patry, et D. Nolasco. A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Research*, 25(1) :1263–1271, 1991.
- [88] H. Tap, P. Gros, et A.M. Gué. Design of a silicon based amperometric microbiosensor involving nad-dependent dehydrogenase. *Electroanalysis*, 11(13) :973–977, 1999.
- [89] S. Tarbouriech et C. Burgat. Positively invariant sets for constrained continuous-time systems with cone properties. *IEEE Trans. Automat. Contr.*, 39(2) :401–405, 1994.
- [90] S. Tarbouriech et I. Queinnec. Constrained linear control design of a continuous bioreactor. Dans *Proc. of the 3rd European Control Conference (ECC)*, pages 1138–1143, Rome, Italie, 5-8 septembre 1995.
- [91] R. Tomović. *Sensitivity analysis of dynamical systems*. McGraw-Hill, New York, USA, 1963.
- [92] J.F.M. Van Impe. Optimal control of fed-batch fermentation processes. Dans D.M. Iserentant J.F.M. Van Impe, P.A. Vanrolleghem, editor, *Advanced Instrumentation, Data Interpretation, and Control of Biotechnological Processes*, chapter 11, pages 319–346. Kluwer Academic Publishers, 1998.
- [93] P.A. Vanrolleghem. Sensors for anaerobic digestion : an overview. Dans *Proc. of the Workshop on Monitoring and Control of Anaerobic Digestion*, pages 1–7, Narbonne, France, 6-7 décembre 1995.
- [94] J.V. Villadsen et M.L. Michelsen. *Solution of differential equation models by polynomial approximation*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, 1978.
- [95] E. Walter et Y. Lecourtier. *Global approaches to identifiability testing for linear and nonlinear state space models*. Mathematics and Computers in Simulation XXIV. North-Holland Publishing Company, 1982.
- [96] E. Walter et L. Pronzato. *Identification de modèles paramétriques à partir de données expérimentales*. collection MASC. Masson, Paris, France, 1994.
- [97] W. Wang et R. Henriksen. Generalized predictive control of nonlinear systems of the Hammerstein form. Dans *Proc. of the 2nd European Control Conference (ECC)*, pages 926–931, Groningen, Pays-Bas, 28 juin - 1 juillet 1993.
- [98] K. Zhou, J.C. Doyle, et K. Glover. *Robust and optimal control*. Prentice Hall, Upper Saddle River, New Jersey, USA, 1996.
- [99] K. Zhou et P.P. Khargonekar. An algebraic Riccati equation approach to H_∞ optimization. *Systems & Control Letters*, 11 :85–91, 1988.

Deuxième partie

**LISTE DES TRAVAUX ET
PUBLICATIONS**

Ouvrages (Contribution)

- [O1] B. Dahhou, I. Queinnec et J.P. Babary. Modelling and control of fedbatch fermentation processes, *Math. and Intelligent Models in System Simulation*, Scientific Publishing, pp.733-739, 1991.
IMACS Int. Symp. on Math. and Intelligent Models in Systems Simulation (MIM-S2'90), Bruxelles (Belgique), 3-7 Septembre, 1990.

Revues scientifiques avec comité de lecture

- [R1] I. Queinnec, B. Dahhou et Y. Sévely. Theoretical and experimental results in optimization of fedbatch fermentation process, *Journal of Systems Engineering*, vol.1, pp.31-40, 1991.
- [R2] I. Queinnec, B. Dahhou, G. Roux, G. Goma et J.B. Pouchiel. Estimation and control of a continuous alcoholic fermentation process, *Journal of Fermentation and Bioengineering*, vol.72, no.4, pp.285-290, 1991.
- [R3] B. Dahhou, G. Roux, I. Queinnec et J.B. Pouchiel. Adaptive pole placement control of a continuous fermentation process, *Int. J. of Sys. & Sci.*, vol.22, no.12, pp.2625-2638, 1991.
- [R4] P. Vigié, B. Dahhou, I. Queinnec, M. Lakrori, A. Chéruey et J.B. Pouchiel. Control of substrate concentration in a continuous bioprocess, *Bioprocess Engineering*, vol.6, no.6, pp.259-263, 1991.
- [R5] I. Queinnec, C. Destruhaut, J.B. Pouchiel et G. Goma. An effective automated glucose sensor for fermentation monitoring and control, *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, vol.8, pp.7-13, 1992.
- [R6] B. Dahhou, I. Queinnec, F.Y. Zeng, J.B. Pouchiel et G. Goma. FPC-ICAD : an intelligent CAD for fermentation process control, *Bioprocess Engineering*, vol.7, pp.157-163, 1992.
1st European Control Conference (ECC), Grenoble (France), 2-5 juillet 1991, pp.86-91.
- [R7] I. Queinnec, B. Dahhou et M. M'Saad. On adaptive control of fed-batch fermentation processes, *Int. J. of Adaptive Control and Signal Processing*, vol.6, no.6, pp.521-536, 1992.
1st European Control Conference (ECC), Grenoble (France), 2-5 juillet 1991, pp.1636-1641.
- [R8] B. Dahhou, M. Lakrori, I. Queinnec, E. Ferret et A. Chéruey. Control of a continuous fermentation process, *J. of Process Control*, vol.2, no.2, pp.103-111, 1992.
- [R9] G. Roux, B. Dahhou, K. Najim et I. Queinnec. Adaptive linear quadratic gaussian (LQG) control of a bioreactor, *J. of Chemical Technology and Biotechnology*, vol.53, no.2, pp.133-141, 1992.
1st European Control Conference (ECC), Grenoble (France), 2-5 juillet 1991, pp.2134-2139.
- [R10] B. Dahhou, K. Najim, G. Roux et I. Queinnec. Robust pole placement of a fermentor, *J. of Bioprocess Engineering*, vol.8, pp.73-78, 1992.

- [R11] J.P. Steyer, I. Queinnec et D. Simoes. Biotech : a real time application of artificial intelligence for fermentation processes, *Control Engineering Practice*, vol.1, no.2, pp.353-358, 1993.
IFAC-AIRTC, Delft (The Netherlands), 16-18 juin 1992, pp.353-358.
- [R12] I. Queinnec et B. Dahhou. Optimization and control of a fedbatch fermentation process, *Optimal Control, Applications and Methods*, vol.15, no.3, pp. 175-191, 1994.
- [R13] G. Roux, B.Dahhou et I. Queinnec. Adaptive nonlinear control of a continuous stirred tank bioreactor, *J. of Process Control*, vol.4, no.3, pp.121-126, 1994.
- [R14] A.L. Santerre, I. Queinnec, C. Destruhaut, J.B. Pourciel et P.J. Blanc. On-line evaluation of fermentation broth colour, *Biotechnology Techniques*, vol.8, no.5, pp.319-324, 1994.
- [R15] A.L. Santerre, I. Queinnec et P.J. Blanc. A fedbatch strategy for optimal red pigment production by *Monascus ruber*, *Bioprocess Engineering*, vol.13, no.5, pp.245-250, 1995.
- [R16] G. Roux, B. Dahhou et I. Queinnec. Modelling and estimation aspects of long-range predictive control of nonlinear process, *Control Engineering Practice*, vol.4, no.1, pp.55-66, 1996.
- [R17] V. Guillou, I. Queinnec, J.L. Uribelarrea et A. Pareilleux. On-line sensitive lightness measurement of cell-mass in *Saccharomyces Cerevisiae* culture, *Biotechnology Techniques*, vol.10, no.1, pp.19-24, 1996.
- [R18] J.P. Steyer, I. Queinnec, F. Capit et J.B. Pourciel. Qualitative rules as a way to handle the biological state of a fermentation process : an industrial application, *RAIRO-APII-JESA*, vol.30, no.2-3, pp.381-398, 1996.
- [R19] I. Queinnec, J. Harmand et J.P. Steyer. Commande robuste d'un procédé de nitrification : approches H_∞ et LQ, *Récents Progrés en Génie des Procédés*, vol.10, no.49, pp.229-234, 1996.
- [R20] I. Queinnec, J. Harmand, J.P. Steyer et N. Bernet. Mathematical analysis of a nitrification process. *Recent Research Developments in Fermentation and Bioengineering*, vol.1, pp.153-163, 1998.
- [R21] D. Léonard, C. Ben Youssef, C. Destruhaut, N. Lindley et I. Queinnec. Phenol degradation by *Ralstonia eutropha* : colorimetric determination of 2-hydroxymuconate semialdehyde accumulation to control feed strategy in fed-batch fermentations. *Biotechnol. and Bioengineering*, vol.65, no.4, pp.407-415, 1999.
- [R22] S. Bourrel, D. Dochain, J.P. Babary et I. Queinnec. Modelling, identification and control of a denitrifying biofilter, *J. Process Control*, vol.10, pp.73-91, 2000.
- [R23] S. Tarbouriech, I. Queinnec et C. Pittet. Output-reference tracking problem for discrete-time systems with input saturations. *IEE Proceedings Control Theory and Applications*, 2000, à paraître.

Publications dans des congrès avec actes

A. Présentations choisies par un comité de selection

- [C1] I. Queinnec et J.B. Pourciel. Real time control of a biotechnological process, *39th ISMM Int. Conf. on Mini and Microcomputers and their Applications*, Zurich (Suisse), 26-29 Juin, pp.273-276, 1989.
- [C2] M. Samaan, B. Dahhou, I. Queinnec et M. M'Saad. Experimental results in adaptive control of biotechnological processes, *American Control Conference (ACC)*, San Diego (USA), 23-25 Mai, pp.2679-2683, 1990.
- [C3] I. Queinnec, B. Dahhou et G. Roux. Choice of a performant controller for fed-batch fermentation process monitoring, *IFAC International Symposium AD-CHEM91*, Toulouse (France), 14-16 Octobre, pp.113-117, 1991.
- [C4] B. Dahhou, G. Roux et I. Queinnec. Adaptive control of a continuous fermentation process, *IMACS Symposium on Modelling and Control of Technological Systems*, Lille (France), 7-10 Mai, pp.738-743, 1991.
- [C5] G. Roux, B. Dahhou et I. Queinnec. Non-linear adaptive control of fermentation process, *4th IFAC International Symposium ACASP92*, Grenoble (France), 1-3 Juillet, pp.235-240, 1992.
- [C6] I. Queinnec, G. roux et B. Dahhou. Multivariable adaptive predictive control of alcoholic fermentation process, *2nd European Control Conference (ECC)*, Groningen (Hollande), 28 juin - 1 juillet, pp.1736-1740, 1993.
- [C7] G. Roux, B. Dahhou, I. Queinnec et Y. Sévely. On the influence on GPC performances of the modeling of nonlinear fermentation processes, *International Conference IEEE/SMC 93*, Le touquet (France), 17-20 octobre, pp.260-265, 1993.
- [C8] J.P. Steyer, I. Queinnec, J.B. Pourciel et G. Goma. On the interests of a qualitative approach in biotechnological process modeling and control, *Artificial Intelligence for Agriculture and Food Conference (AIFA93)*, Nimes (France), 27-29 octobre, pp.221-230, 1993.
- [C9] M. Maher, I. Queinnec, F.Y. Zeng and B. Dahhou. Model reference adaptive estimation applied to a bioprocess, *IFAC conference on Integrated Systems Engineering*, Baden-Baden (Allemagne), 27-29 septembre, pp.311-316, 1994.
- [C10] S. Tarbouriech et I. Queinnec. Constrained linear control design of a continuous bioreactor, *3rd European Control Conference (ECC)*, Rome (Italie), 5-8 septembre, pp.1138-1143, 1995.
- [C11] I. Queinnec et A. Trofino Neto. State feedback H_∞ control of a continuous-flow bioreactor, *CESA96*, Lille (France), 9-12 juillet, pp.582-586, 1996.
- [C12] I. Queinnec et A. Trofino Neto. H_∞ attenuation of a bioprocess with parameter uncertainty, *American Control Conference*, Albuquerque (USA), 4-6 juin, pp.1066-1067, 1997.
- [C13] H.X. De Araújo, S. Tarbouriech et I. Queinnec. H_2 guaranteed cost control for uncertain systems under state and control constraints, *2nd IFAC Symposium on Robust Control Design (ROCOND'97)*, Budapest (Hongrie), 25-27 juin, 1997.

- [C14] H.X. De Araújo, I. Queinnec et S. Tarbouriech. Quadratic stabilizability of uncertain continuous-time systems under state and control constraints in the presence of disturbances, *5th IEEE Mediteranean Conference on Control and Systems*, Paphos (Chypre), 21-23 juillet, 1997.
- [C15] H.X. De Araújo, I. Queinnec et S. Tarbouriech. H_2 guaranteed cost control for uncertain discrete-time systems under state and control constraints, *36th IEEE-Conference on Decision and Control (CDC)*, San Diego (USA), 10-12 décembre, 1997.
- [C16] I. Queinnec. Robust control of a denitrifying biofilter, *Waste Decision 98, International Workshop on Decision and Control on Wastes Bioprocessing*, Narbonne (France), 23-27 février, 1998.
- [C17] I. Queinnec, S. Bourrel et E. Paul. Real-time control of a denitrifying biofilter, *Waste Decision 98, International Workshop on Decision and Control on Wastes Bioprocessing*, Narbonne (France), 23-27 février, 1998.
- [C18] S. Bourrel, D. Dochain, I. Queinnec et J.P. Babary. Adaptive linearizing control of a denitrifying biofilter, *7th International Conference on Computer Applications in Biotechnology (CAB97)*, Osaka (Japon), 31 mai - 4 juin, pp. 579-584, 1998.
- [C19] I. Queinnec, S. Tarbouriech et H.X. de Araújo. H_2 disturbance attenuation by dynamic output feedback of a nitrification process submitted to actuator limitations, *38th IEEE-Conference on Decision and Control (CDC)*, Phoenix (USA), 7-10 décembre 1999.
- [C20] C. Gómez-Quintero, I. Queinnec et J.P. Babary. A reduced nonlinear model of an activated sludge process. *IFAC Int. Symp. ADCHEM*, Pise (Italie), 14-16 juin, pp.1037-1042, 2000.
- [C21] S. Tarbouriech, G. Garcia, P.L.D. Peres et I. Queinnec. Stabilization of linear discrete time delay systems with additive disturbance and saturating actuators. *IFAC Symposium on Robust Control Design (ROCOND)*, Prague (République Tchèque), 21-23 juin, 2000.
- [C22] S. Tarbouriech, G. Garcia et I. Queinnec. Stabilisation de systèmes linéaires à retard avec prise en compte des saturations en vitesse et en position des actionneurs. *Conf. Internationale Francophone d'Automatique (CIFA)*, Lille (France) , 5-8 juillet, 2000.
- [C23] S. Tarbouriech, I. Queinnec et C. Pittet. Output-reference tracking problem for discrete-time systems with input saturations and constant references. *8th IEEE Mediteranean Conference on Control and Systems*, Patras (Grèce), 17-19 juillet, 2000.
- [C24] I. Queinnec et D. Dochain. Modelling and simulation of the steady state of secondary settlers in wastewater treatment plants. *5th International Symposium on Systems Analysis and Computing in Water Quality Management (WATERMATEX)*, Gent (Belgique), 18-20 septembre, 2000.

B. Conférences sur invitation

- [IC1] B. Dahhou, G. Roux et I. Queinnec. Robust adaptive predictive control of biotechnological processes : experimental results, *4th IFAC International Symposium ACASP92*, Grenoble (France), 1-3 juillet, pp.549-554, 1992.
- [IC2] I. Queinnec, D. Léonard et C. Ben Youssef. State observation for fedbatch control of phenol degradation by *Ralstonia eutropha*, *4th European Control Conference (ECC)*, Karlsruhe (Allemagne), 31 août-3 septembre, 1999.
- [IC3] J. Harmand, D. Patureau, C. Armaing, I. Queinnec et J.P. Steyer. Kinetic modeling of aerobic denitrification by *Microvirgula aerodenitrificans*, *3rd Mathematical Modelling Symposium (MATHMOD)*, Vienne (Autriche), 2-4 février, 2000.
- [IC4] I. Queinnec, D. Léonard et G. Denou. State observation of phenol degradation by *Ralstonia eutropha* based on dissolved oxygen measurement. *IFAC Int. Symp. ADCHEM*, Pise (Italie), 14-16 juin, pp.473-478, 2000.

Publications dans des congrès avec actes à diffusion restreinte

- [CSA1] S. Bourrel, D. Dochain, J.P. Babary et I. Queinnec. Commande linéarisante adaptative en biotechnologie, *SCRA97*, Nabeul (Tunisie), 22-24 février, pp. 117-133, 1997.
- [CSA2] I. Queinnec et J. Bernussou. Multiconstrained robust control of a denitrifying biofilter. *1st International Symposium on Computer Aided Process Design (ISCAPE)*, Cartagene (Colombie), 24-28 janvier, 2000.
- [CSA3] C. Gómez-Quintero et I. Queinnec. Conception de filtres robustes pour des procédés biotechnologiques. *Ecole doctorale Systèmes*, Toulouse (France), 9-10, Mai 2000.

Mémoire ayant permis de soutenir des diplômes

- [M1] I. Queinnec : *Automatisation d'un procédé semi-continu : optimisation et commande*, Doctorat de l'Université Paul Sabatier, Toulouse, 25 avril 1990.

Rapports de contrat

- [RC1] I. Queinnec. Contribution à la finalisation d'un système expert d'aide à la décision lors de la conduite de procédés de fermentation, *contrat de post-doctorat CNRS-SANOFI-LAAS N810274*, Décembre 1992.
Rapport laas no.92482.
- [RC2] J.B. Pourciel et I. Queinnec. Intégration des outils de l'intelligence artificielle et de l'automatique en vue de l'élaboration de systèmes experts pour la conduite de fermenteurs, *contrat MRT-ELF-SANOFI/LAAS N91.T.0466*, Décembre 1993.
Rapport laas no.93518.
- [RC3] E. Paul, J.P. Babary, I. Queinnec et J.M. Le Lann. Approche interdisciplinaire relative à l'analyse fonctionnelle et à la conduite optimale des stations d'épuration par boues activées. *Contrat Région Midi-Pyrénées No9609669*, Mars 1999.
Rapport LAAS no.99160.

- [RC4] I. Queinnec et F. Gérin. Modèle mathématique pour la valorisation des déchets organiques solides. *Contrat INRA/ADEME No9775044*, Octobre 1999. Rapport LAAS no.99441.
- [RC5] S. Tarbouriech, I. Queinnec, G. Garcia et C. Pittet. GARTEUR FM/AG12 Report - Meeting Stockolm. *Projet Garteur/AG12*, Septembre 1999. Rapport LAAS no.99567.
- [RC6] S. Tarbouriech, I. Queinnec et G. Garcia. GARTEUR FM/AG12 Report - Meeting Amsterdam. *Projet Garteur/AG12*, Janvier 2000. Rapport LAAS no.00137.

Rapports LAAS soumis

- [RS1] S. Tarbouriech, G. Garcia et I. Queinnec. Stabilization of linear-delay systems with position and rate bounded actuators. Rapport LAAS no.99010.
- [RS2] H.X. de Araújo, I. Queinnec et S. Tarbouriech. Robust control of linear uncertain systems subject to state and actuator limitations. Rapport LAAS no.99287.
- [RS3] S. Tarbouriech, G. Garcia, P.L.D. Peres et I. Queinnec. Delay dependent stabilization of time-delay systems with saturating actuators. Rapport LAAS no.00102.
- [RS4] C. Gómez-Quintero et I. Queinnec. Robust filter design for biotechnological processes. Rapport LAAS no.00265.

Contribution à la commande de procédés biotechnologiques : application au traitement biologique de la pollution

Résumé : Ce document présente nos activités de recherche depuis 1990 (fin du doctorat) dans le domaine de l'Automatique appliquée aux problèmes de modélisation, identification, observation et commande de procédés biotechnologiques. Nous présentons ici de façon synthétique nos principales contributions dans ce domaine, en replaçant nos travaux dans la littérature existante. Le premier chapitre a pour but de montrer la nécessité du contrôle des procédés biologiques de traitement de la pollution en définissant les enjeux, les contraintes et la problématique de commande. Dans les chapitres suivants sont successivement présentés les modèles que nous utilisons, les problèmes et outils pour l'identification des paramètres, les points clés de l'analyse de ces modèles et leur utilisation pour le contrôle des réactions biologiques. Nos conclusions et perspectives complètent le mémoire en insistant sur le problème majeur de ces procédés, l'absence d'instrumentation, et en proposant quelques pistes pour contourner ce problème.

Mots-clés : Commande, observation, identification, modélisation, procédé biotechnologique, pollution de l'eau.

Contribution to the control of biotechnological processes : application to the biological treatment of pollution

Abstract : In this document are presented our research activities since 1990 relative to modelling, parameter identification, state observation and control of biotechnological processes. Our main contributions in this domain are briefly explained with respect to the literature. The objective of the first chapter is to show the necessity of control of biological wastewater treatment processes, by defining the stakes, constraints and control problems. Following chapters concern process modelling, parameter identification tools and problems, process analysis and control. Conclusions and prospective complete this document by insisting of the main problem of such processes, i.e., lack of sensors, and propose some research directions to overcome this problem.

Keywords : Control, observation, identification, modelling, biotechnological process, wastewater.